

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**ALCOXPert - SISTEMA ESPECIALISTA PARA
SIMULAÇÃO E PROJETO DE UNIDADES
INDUSTRIAIS DE ÁLCOOL**

MARCO ANTONIO GUERREIRO

Orientador : Prof. Dr. FRANCISCO MAUGERI FILHO

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por Marco Antonio Guerreiro, aprovada pela Comissão Julgadora em 27 de setembro de 1999.

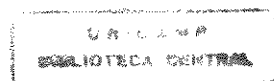
Campinas, 27 de setembro de 1999



Prof. Dr. Francisco Maugeri Filho
Presidente da Banca

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

CAMPINAS/1999



000461

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
	9.937a
V.	Ex.
TOMBO BC/	39.913
PROC.	278/00
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	12/01/00
N.º CPD	

CM-00130600-4

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

G937a

Guerreiro, Marco Antonio

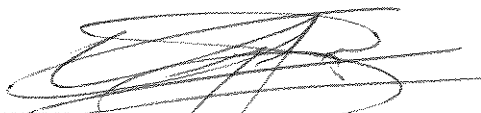
Alcoxpert – sistema especialista para simulação e projetos de unidades industriais de álcool / Marco Antonio Guerreiro. – Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientador: Francisco Maugeri Filho

Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Métodos de simulação. 2.Sistema especialista (Ciência da computação). 3.Fermentação. 4.Destilação. 5.Álcool - Indústria. I.Maugeri Filho, Francisco. II.Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos. III.Título.

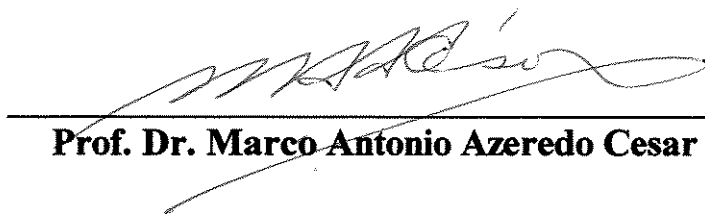
BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Francisco Maugeri Filho



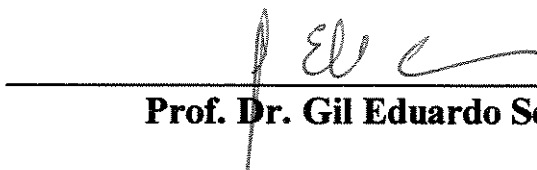
Profa. Dra. Maria Regina Wolf Maciel



Prof. Dr. Marco Antonio Azeredo Cesar



Prof. Dr. Silvio Roberto Andrietta



Prof. Dr. Gil Eduardo Serra

Prof. Dr. Fábio Cesar da Silva

Prof. Dr. José Paulo Stupiello

CAMPINAS, / / 1999

“ Às vezes a vida humana parece ser curta demais para o amor, às vezes, não. O amor humano parece ser muito curto para uma longa vida ou talvez muito superficial. De qualquer modo o homem tem à sua disposição a existência e um amor”

JOÃO PAULO II

“Pouca observação e muito raciocínio conduzem ao erro. Muita observação e pouco raciocínio conduzem à verdade”

CARREL

DEDICO :

**À MINHA ESPOSA GLORINHA E
A MEU FILHO JOÃO PEDRO**

AGRADECIMENTOS

A DEUS por tudo e por todos.

A meus pais pelo apoio e incentivo.

Ao Dr Francisco Maugeri pela orientação, compreensão, conselhos, amizade, etc.

Ao Dr Marco A. A. Cesar pela inestimável ajuda, explicações, disponibilidade, boa vontade, coleta dos dados experimentais na Destilaria, etc. que foram fundamentais para o desenvolvimento deste trabalho.

À Dra Maria Regina W. Maciel pelas explicações e ajuda no desenvolvimento do trabalho.

À Dra Maria Isabel Rodrigues pelo apoio, ajuda e amizade.

Ao Dr Silvio R. Andrietta pelos esclarecimentos, indicações e ajuda.

Aos membros da banca examinadora pelas sugestões e correções da escrita.

À Cláudia Vasconcelos pelas simulações, explicações e ajuda.

Aos colegas do DEA pela amizade, ajuda, companhia, etc., em especial à Eliana (Li) pela enorme ajuda e amizade.

Aos amigos pelo carinho, amizade, fé, etc., que contribuíram para meu crescimento pessoal e profissional e ajudaram a tornar este período muito especial.

A todos que de alguma forma colaboraram com a elaboração deste trabalho.

Ao CNPq pelo suporte financeiro.

RESUMO

Sistema Especialista é o nome dado a um aplicativo 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 utilizando, para isto, o conhecimento teórico e prático que é adquirido a partir de dados científicos (literatura, pesquisadores, etc.) e da experiência prática (projetistas, operadores, etc.). Neste trabalho, coletou-se dados práticos e de projetos junto à especialistas da indústria alcooleira, formando uma ampla base de conhecimento na qual fazem parte também modelos matemáticos que simulam o processo. O conjunto dos dados práticos e dos modelos matemáticos produziu um protótipo de um Sistema Especialista, designado por Alcoxpert, que foi idealizado com o objetivo de servir como instrumento de avaliação das condições de operação de unidades existentes e para o projeto e dimensionamento de novas unidades no setor alcooleiro. O sistema pode avaliar as condições de operação de unidades através de simulação e foi desenvolvido utilizando o shell "SMART ELEMENTS" da Neuron Data. Sua base de conhecimentos é estruturada através de regras. Foram desenvolvidas três bases de conhecimento que abordam três unidades de uma usina alcooleira: moagem, fermentação e destilação.

O sistema na unidade de moagem simula a extração do tandem de moenda que pode ser de quatro ou seis ternos. Através de dados experimentais, calculou-se os coeficientes de embebição e reabsorção, como também através de ajuste foi obtida uma equação para cálculo destes coeficientes.

Para utilizar o sistema, são necessários alguns dados de entrada como: número de terno de moendas, valores dos coeficientes de reabsorção, preenchimento e embebição, densidade do caldo no bagaço, brix do bagaço, brix de embebição e fibra nos respectivos ternos, brix, fibra e peso da cana. O resultado de uma consulta a esta unidade é o perfil de fibra do bagaço, brix do caldo, brix do bagaço, umidade e extração em cada moenda, nível e brix de embebição em cada terno e a extração global do processo.

Na unidade de fermentação, o algoritmo que simula o processo foi desenvolvido a partir de balanço de massa e energia, equações cinéticas que representam o processo de fermentação pela *Saccharomyces cerevisiae*. Alguns dados de entrada devem ser fornecidos pelo usuário para a utilização do sistema tais como o tipo de mosto, número de cubas, tempo de tratamento do fermento e vazão de alimentação do caldo. A resposta obtida é o perfil de concentração de substrato, produto, células, volume do reator e área de troca térmica dos trocadores de calor, produtividade do processo e volume de cuba de tratamento ácido.

Na unidade de destilação procurou-se adaptar os projetos existentes que utilizam a destilação azeotrópica e o benzeno como solvente para o processo de destilação extrativa utilizando o etilenoglicol como solvente. Do projeto, foram mantidos o número de colunas, número de pratos, temperatura de alimentação, concentração de alimentação, especificação do álcool final. A coluna de destilação extrativa é estável e o solvente etilenoglicol não é cancerígeno, nem tóxico.

O sistema permite ao usuário escolher entre produção de álcool anidro ou hidratado. Foi construído um banco de dados da unidade utilizando o simulador Hysim. Foi feito um estudo da razão da vazão de solvente/alimentação e da temperatura de alimentação do etilenoglicol a fim de diminuir o consumo de energia na unidade. Em uma consulta ao sistema para a unidade de destilação, são necessários alguns dados de entrada: concentração de etanol no vinho delevedurado, temperatura de entrada do vinho delevedurado na coluna e temperatura de alimentação de etilenoglicol. O sistema apresenta como resposta o perfil de temperatura, consumo de energia e reciclo em cada coluna e apresenta os melhores pratos de alimentação.

Foram feitas consultas a especialistas e à literatura do setor, as informações coletadas estão disponíveis ao usuário nas telas de ajuda ("Help") que contém também figuras obtidas de simulações. Estas informações auxiliam na compreensão de parâmetros do processo e da unidade, indicando também o comportamento de parâmetros frente a alterações em condições do processo. Em alguns casos, o sistema indica e aconselha a melhor opção de escolha com base nas simulações e no conhecimento prático adquirido.

As bases de conhecimento foram desenvolvidas para serem independentes entre si, isto dá uma maior flexibilidade ao sistema. O sistema desenvolvido mostrou ser uma eficiente ferramenta na simulação destas unidades e podem auxiliar no gerenciamento destas, bem como ajudar no desenvolvimento de novos projetos. Os desvios entre o previsto pelo sistema e a prática foram mínimos. O consumo de energia para produção de álcool anidro pelo novo processo é da mesma ordem de grandeza do processo de destilação azeotrópica.

SUMMARY

Expert System is a name given to a software, whose aim is to supply the needs of human experts in some areas of knowledge. It simulates human reasoning and tries to solve specific problems by using rules of thumb (heuristic rules) which are acquired from scientific data (literature, researchers, etc.) and practical experience (designers, operators, etc.). This research work contains rules of thumb for plant design which were collected from experts of the alcohol industry as well as mathematical models that simulate the process forming a large knowledge base. The whole set of data obtained both from practical and theoretical considerations as well as from process simulation produced a prototype of an Expert System, called Alcoxpert, which was designed with the purpose of being an instrument for the process control of existent plants and also for the design of new units of alcohol production. Alcoxpert simulates the operation conditions of three different units. Alcoxpert was developed using the "Smart Elements" shell of Neuron Data. Three knowledge basis were developed which are related to three operational units of the alcohol industry: crushing, fermentation and distillation.

The System, concerning the crushing unit, simulates the extraction in the crushing train for either four or six trains. The imbibition and reabsorption coefficients were calculated from experimental data, through specified regression and equations for these coefficients were estimated.

For the use of Alcoxpert, some entry data are necessary, such as: number of trains, imbibition and reabsorption coefficients and filling ratio, density of juice in bagasse, brix degree in bagasse, brix degree in imbibition and fibre fraction in bagasse in each train and also brix degree, fraction of fibre and weight of cane. The result is a fibre profile in the bagasse, brix degree in juice, brix degree in bagasse, moisture in bagasse, brix extraction and imbibition level.

Concerning the fermentation unit, the algorithm that simulates the process was developed from mass and energy conservation, kinetic equations that represents the fermentation process by *Saccharomyces cerevisiae*. Some entry data have to be given by the

user to start the system: type and composition of input medium, number of tanks for the acid treatment, time required for the acid treatment, input medium flow rate, etc. and the result is the volume profile of reactors, process flow rates, productivity, the surface areas of heat-exchangers, the number of centrifuges and the tank volumes for the acid treatment.

For the distillation unit, existent projects which use azeotropic distillation with benzene as entrainer and extractive distillation that utilises ethyleneglycol as entrainer were adapted. Column and tray numbers, feed temperature, feed concentration and final alcohol specification were maintained from the original projects. The column of extractive distillation was shown to be stable and in addition ethyleneglycol is not cancerous nor toxic.

Alcoxpert allows the user to choose between pure ethanol production or ethanol in the azeotropic composition. A database was created using Hysim simulator which helps Alcoxpert to make decisions. Also, a study about solvent to feed ratio and feed temperature of ethyleneglycol was developed in order to minimise energy use. Some entry data are necessary to start the Alcoxpert distillation unit: wine cell concentration, wine feed temperature and ethyleneglycol feed temperature. The result is a profile of temperature, energy use and recycle in each column as well the best feed trays.

Experts and the literature were consulted and collected information are at users disposal in the "Help screen". It also contains figures that illustrate the process. These information can help users to understand the process parameters. They also indicate the behaviour of relating parameters to changes in the process conditions. In some cases, the system can indicate and advise the best condition for a parameter according to simulations and acquired practical knowledge.

The knowledge basis were developed independently from each other which gives a higher flexibility to the Expert System. Alcoxpert demonstrated to be an efficient tool simulating these units and it can be useful in the management of the whole plant, as well as in the design of new projects. The system was shown to be reliable since the difference between theoretical calculation and practical results was minimum. The spent energy to produce ethanol by extractive distillation was shown to be the same as by azeotropic distillation.

ÍNDICE

I - INTRODUÇÃO	1
II - OBJETIVO	7
III - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	8
III.1 - Sistemas Especialistas	8
III.1.1 - Estrutura do Sistema Especialista	8
III.1.2 - Representação do Conhecimento	12
III.1.3 - Metodologia de desenvolvimento de um Sistema Especialista	13
III.2 - Produção de Etanol	14
III.2.1 - Processos de Extração	14
III.2.2 - Processos Fermentativos	24
III.2.3 - Destilação	32
III.2.4 - Alguns Sistemas Especialistas desenvolvidos	37

III.2.5 -	Conclusões	40
IV -	MODELAGEM MATEMÁTICA, SIMULAÇÃO E METODOLOGIA	41
IV.1 -	Unidade de Moagem (Extração)	41
IV.1.1 -	Modelagem do Processo de Extração	43
IV.1.2 -	Materiais e métodos utilizados para coleta dos dados experimentais	51
IV.2 -	Unidade de Fermentação	51
IV.2.1 -	Modelo Cinético	53
IV.2.2 -	Parâmetros Cinéticos	54
IV.2.3 -	Modelagem do reator	56
IV.3 -	Unidade de Destilação	60
IV.3.1 -	Equilíbrio de fases	63
IV.4 -	Conclusões	69
V -	DESENVOLVIMENTO E IMPLEMENTAÇÃO DO SISTEMA ESPECIALISTA	70

V.1 -	Arquitetura geral do Sistema Especialista	70
V.2 -	A Base de Conhecimento	74
V.2.1 -	Moagem	83
V.2.1.1 -	Simulação da unidade de moendas	109
V.2.2 -	Fermentação	112
V.2.3 -	Destilação	119
V.3 -	Conclusões	142
VI -	RESULTADOS DE UMA CONSULTA AO SISTEMA ESPECIALISTA	145
VI.1 -	Moagem	145
VI.2 -	Fermentação	155
VI.3 -	Destilação	156
VI.4 -	Conclusões	170
VII -	CONCLUSÃO	173
VIII -	SUGESTÕES	175

IX - REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA	176
APÊNDICE A - DADOS EXPERIMENTAIS DA UNIDADE DE MOAGEM	190
APÊNDICE B - RESULTADOS OBTIDOS PARA TEMPERATURAS DE ALIMENTAÇÃO DO ETILENOGLICOL NA COLUNA C DE 60 E 100 °C	195
APÊNDICE C - PERFIS DE TEMPERATURA E VAZÃO DAS COLUNAS APRESENTADAS	200
APÊNDICE D - JANELAS EXIBIDAS EM UMA CONSULTA AO SISTEMA ESPECIALISTA	216

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1	Estrutura do sistema especialista	10
Figura 2	Etapas no desenvolvimento do sistema especialista	12
Figura 3	Fluxograma de um difusor	18
Figura 4	Rolo de pressão	21
Figura 5	Figura esquemática de um tandem com 4 ternos com embebição composta.	42
Figura 6	Fluxograma esquemático da unidade de fermentação com reatores de mistura	56
Figura 7	Fluxograma básico de uma unidade de destilação azeotrópica para produção de álcool anidro, utilizando-se benzeno como solvente. Este fluxograma foi utilizado como referência no processo de destilação extrativa com etilenoglicol.	62
Figura 8	Arquitetura Geral do Sistema Especialista	71
Figura 9	Editor de regras no Nexpert mostrando a regra “r_20” da base de conhecimento fermentação. São mostrados alguns comandos que estão no “If” da regra e sua hipótese que é “read_dados”.	76
Figura 10	Editor de regras no Nexpert mostrando uma regra da base de conhecimento moagem. São mostrados alguns comandos que estão no “If”	77

da regra, “NUM.MO” é a hipótese da regra “R_COEF4”

Figura 11 Ambiente de trabalho de regras. São apresentadas as regras 78
“R_COEF4”, “R_COEF3” e “R_COEF6” (primeira, segunda e terceira
regras que aparecem do lado esquerdo da Figura) e a sua hipótese que
é “NUM.MO”. Na regra “R_COEF4”, é perguntado ao usuário o
número de ternos de moendas necessário (objeto “NMO”) e se os
coeficientes de reabsorção, preenchimento e embebição são conhecidos
(objeto “coefic”).

Figura 12 Ambiente de trabalho de objetos. São apresentados os objetos 79
“flow”, “p_dat”, “restra” e “tratm”, com suas respectivas propriedades.

Figura 13 Visão geral de todas as regras da base de conhecimento moagem. 80
O fluxo de inferência é feito da direita para a esquerda, sendo que as questões
iniciais feitas ao usuário estão no início da inferência no lado direito e o final da
inferência, com os resultados das simulações, no final do lado esquerdo da Figura.
O quadrado amarelo, que aparece no início, seleciona um pedaço específico de
conhecimento que, neste caso, é mostrado na Figura 11.

Figura 14 Visão geral de todas as regras da base de conhecimento 81
fermentação. O fluxo de inferência é feito da direita para a esquerda,
sendo que as questões iniciais feitas ao usuário estão no início da
inferência no lado direito e o final da inferência, com os resultados das
simulações, no final do lado esquerdo da figura. O quadrado amarelo,
que aparece no início, seleciona um pedaço específico de
conhecimento.

Figura 15 Visão geral de todas as regras da base de conhecimento destilação. 82

O fluxo de inferência é feito da direita para a esquerda, sendo que as questões iniciais feitas ao usuário estão no início da inferência no lado direito e o final da inferência, com os resultados das simulações, no final do lado esquerdo da figura. O quadrado amarelo, que aparece no início, seleciona um pedaço específico de conhecimento.

Figura 16	Fluxograma das questões feitas ao usuário em uma consulta ao Sistema Especialista. A partir deste fluxograma, foi desenvolvida a base de conhecimento da unidade de moagem.	85
Figura 17	Variação do coeficiente de embebição (I) com o nível de embebição (λ) e brix do bagaço (B°_B)	92
Figura 18	Variação do coeficiente de preenchimento (C_F) com a rotação do rolo em cada terno. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno	95
Figura 19	Variação do coeficiente de preenchimento (C_F) com a abertura de saída em trabalho da moenda em cada terno. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno.	95
Figura 20	Variação do coeficiente C_F com a fração de fibra da cana em cada terno. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno .	96
Figura 21	Variação da extração com a abertura de saída em trabalho em cada terno	96
Figura 22	Variação da extração com a rotação do rolo das moendas	97
Figura 23	Variação do coeficiente K com o coeficiente C_f e o	98

número do terno da moenda

Figura 24	Variação do coeficiente K com a abertura de saída em trabalho. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno.	99
Figura 25	Variação do coeficiente k com a rotação da moenda. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno.	100
Figura 26	Variação do coeficiente K com a fração de fibra da cana em cada terno. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno.	100
Figura 27	Variação da extração individual com a fração de fibra em cada terno considerando a embebição % cana constante	103
Figura 28	Variação da extração individual de cada terno em função da fração de fibra da cana considerando a embebição % fibra constante.	103
Figura 29	Variação da extração global com a quantidade de água adicionada.	105
Figura 30	Variação da extração global com a distribuição da fração de fibra do bagaço em cada terno	108
Figura 31	Algoritmo do programa que calcula a extração global do tandem de moendas, a distribuição dos brixs, o peso do caldo e bagaço, umidade e fração de fibra em cada terno de moenda.	111
Figura 32	Fluxograma das questões feitas ao usuário na unidade de fermentação	113

Figura 33	Algoritmo do programa que calcula o perfil de volume dos reatores e as áreas de troca térmica e as vazões dos trocadores para resfriamento do reator	114
Figura 34	Variação da produtividade com a concentração de ART	116
Figura 35	Variação do volume total dos reatores com a concentração de ART	117
Figura 36	Fluxograma das questões feitas ao usuário na unidade de destilação	120
Figura 37	Fluxograma esquemático da unidade de destilação, apresentando as entradas e saídas de cada coluna com as respectivas frações molares em etanol etanol. Na corrente de alimentação de vinho são mostradas as frações molares correspondentes a 6, 8 e 10 GL e também é mostrado o número de estágios de cada coluna.	121
Figura 38	Energia gasta no refeedor das colunas C e D e no trocador de calor utilizado para resfriar o etilenoglicol, em função do refluxo na coluna C; para S/F de 0,83 e para várias temperaturas	130
Figura 39	Relação de refluxo com a fração molar para várias temperaturas e S/F igual a 0,83	131
Figura 40	Energia gasta no refeedor das colunas C e D e no trocador, para resfriar o etilenoglicol para temperatura de 35 °C, em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C	134
Figura 41	Fração molar de etanol em função do refluxo e para várias	134

relações de S/F da coluna C para a temperatura de 35 °C

Figura 42 Energia gasta nos refeedores das colunas C, D e no 135
trocador para resfriar o etilenoglicol para temperatura de 150 °C,
em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

Figura 43 Fração molar de etanol em função do refluxo e para várias relações 136
de S/F da coluna C para a temperatura de 150 °C

Figura 44 Energia gasta nos refeedores das colunas C, D em função do 137
refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

Figura 45 Fração molar de etanol em função do refluxo e para várias 137
relações de S/F da coluna C para a temperatura de 197 °C

Figura 46 Relação de S/F e energia gasta no refeedor da coluna C e D 139
e no resfriador para a temperatura de 35 °C

Figura 47 Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a 139
temperatura de 35 °C

Figura 48 Relação de S/F e energia gasta no refeedor da coluna C e D 140
e no resfriador para a temperatura de 150 °C

Figura 49 Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a 140
temperatura de 150 °C

Figura 50 Relação de S/F e energia gasta no refeedor da 141

coluna C e D para a temperatura de 197 °C

Figura 51 Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para
a temperatura de 197 °C

141

ÍNDICE DE TABELA

Tabela 1	Balanço de massa padrão obtido de dados coletados no período de 1979 a 1993 na África do Sul	24
Tabela 2	Processos de destilação para produção de etanol anidro (99,8 % mol)	37
Tabela 3	Valores dos parâmetros cinéticos válidos para a temperatura de 32°C	55
Tabela 4	Valores das constantes da equação (38)	55
Tabela 5	Valores das constantes da equação (39)	56
Tabela 6	Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e da temperatura para S/F igual a 0,83	131
Tabela 7	Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e de S/F para a temperatura de 35 °C	135
Tabela 8	Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e de S/F para a temperatura de 150 °C	136
Tabela 9	Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e de S/F para a temperatura de 197 °C	138
Tabela 10	Dados de entrada fornecidos pelo usuário, em uma consulta ao Sistema Especialista, no caso em que os coeficientes K , C_F e I não serem conhecidos.	146

Tabela 11 -	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .	146
Tabela 12	Resultados de uma consulta ao sistema especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .	147
Tabela 13	Dados dos coeficientes K , C_F e I fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista	148
Tabela 14	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .	148
Tabela 15	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .	149
Tabela 16	Dados dos coeficientes K , C_F e I fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista, juntamente com os valores de abertura das moendas utilizadas no cálculo do coeficiente K	150
Tabela 17	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando a equação encontrada para cálculo de K .	150
Tabela 18	Resultados de uma consulta ao sistema especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando a equação encontrada para cálculo de K .	151
Tabela 19	Dados de entrada fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista, no caso em que os coeficientes K , C_F e I não são conhecidos e utiliza-se seis ternos de moenda.	151

Tabela 20	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com seis ternos.	152
Tabela 21	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com seis ternos.	152
Tabela 22	Dados dos coeficientes K , C_F e I fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista, utilizando uma moenda de 6 ternos	153
Tabela 23	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com 6 ternos.	154
Tabela 24	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com 6 ternos.	154
Tabela 25	Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista na unidade de fermentação	155
Tabela 26	Características da alimentação da coluna A, sendo F a corrente de entrada de vinho de levedurado e VAP_A a corrente de alimentação de vapor da coluna	157
Tabela 27	Características dos produtos formados na coluna A. No fundo da coluna sai a vinhaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_1) a mistura de álcool e água na fase vapor.	158
Tabela 28	Características da alimentação da coluna B, sendo TOP_1 a corrente que sai do topo da coluna A e VAP_B a corrente de alimentação de vapor da coluna	158

Tabela 29	Características dos produtos formados na coluna B. No fundo da coluna sai a flegmaça na faz e líquida e no topo da coluna (corrente TOP_2) o álcool hidratado na fase líquida.	159
Tabela 30	Características da alimentação da coluna C, sendo F a corrente que sai do topo da coluna B (álcool hidratado) e EG a corrente de alimentação de etilenoglicol da coluna	159
Tabela 31	Características dos produtos formados na coluna C. No fundo da coluna sai a mistura de etilenoglicol-água-etanol que vai para a coluna D e no topo da coluna (corrente LIQ) o álcool anidro na fase líquida.	160
Tabela 32	Características da alimentação da coluna D, sendo BOT a corrente que sai do fundo da coluna C	160
Tabela 33	Características dos produtos formados na coluna D. No fundo da coluna sai o etilenoglicol (corrente ETL) praticamente puro, que retorna para a coluna C e no topo da coluna (corrente AGUA) sai a mistura de álcool-água na fase líquida.	161
Tabela 34	Características da alimentação da coluna A, sendo F a corrente de entrada de vinho delevedurado	162
Tabela 35	Características dos produtos formados na coluna A. No fundo da coluna sai a vinhaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_1) a mistura de álcool e água na fase vapor.	162
Tabela 36	Características da alimentação da coluna B, sendo TOP_1 a corrente que sai do topo da coluna A	163
Tabela 37	Características dos produtos formados na coluna B.No	163

fundo da coluna sai a flegmaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_2) o álcool hidratado na fase líquida.

Tabela 38 Características da alimentação da coluna C, sendo F a corrente que sai do topo da coluna B (álcool hidratado) e EG a corrente de etilenoglicol da coluna 164

Tabela 39 Características dos produtos formados na coluna C. No fundo da coluna sai a corrente da mistura de etilenoglicol-água-etanol que vai para a coluna D e no topo da coluna (corrente LIQ) o álcool anidro na fase líquida. 164

Tabela 40 Características da alimentação da coluna D, sendo BOT a corrente que sai do fundo da coluna C 165

Tabela 41 Características dos produtos formados na coluna D. No fundo da coluna sai o etilenoglicol (corrente ETL) praticamente puro que retorna para a coluna C e no topo da coluna (corrente AGUA) a mistura de álcool-água na fase líquida 165

Tabela 42 Características da alimentação da coluna A, sendo F a corrente de entrada de vinho delevaturado 166

Tabela 43 Características dos produtos formados na coluna A. No fundo da coluna sai a vinhaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_1) a mistura de álcool e água na fase vapor. 167

Tabela 44 Características da alimentação da coluna B, sendo TOP_1 a corrente que sai do topo da coluna A 167

Tabela 45 Características dos produtos formados na coluna B. 168

No fundo da coluna sai a flegmaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_2) o álcool hidratado na fase líquida.

Tabela 46 Características da alimentação da coluna C, sendo F a corrente que sai do topo da coluna B (álcool hidratado) e EG a corrente de alimentação de etilenoglicol da coluna 168

Tabela 47 Características dos produtos formados na coluna C. No fundo da coluna sai a mistura de etilenoglicol-água-etanol que vai para a coluna D e no topo da coluna (corrente LIQ) o álcool anidro na fase líquida. 169

Tabela 48 Características da alimentação da coluna D, sendo BOT a corrente que sai do fundo da coluna C 169

Tabela 49 Características dos produtos formados na coluna D. No fundo da coluna sai o etilenoglicol (corrente ETL) praticamente puro que retorna para a coluna C e no topo da coluna (corrente AGUA) a mistura de álcool-água na fase líquida. 170

NOMENCLATURA

E_B	Extração de Brix	
B_B	Vazão mássica de sólidos no bagaço	kg h^{-1}
B_B^0	Brix do bagaço	
B_c	Vazão mássica de sólidos da cana	kg h^{-1}
B_i	Vazão mássica de sólidos de embebição	kg h^{-1}
B_i^0	Brix de embebição	
B_J	Vazão mássica de sólidos do caldo extraído	kg h^{-1}
B_J^0	Brix do caldo extraído	
E_J	Extração de caldo	
W_{Jc}	Vazão mássica de caldo na cana	kg h^{-1}
W_{JB}	Vazão mássica de caldo no bagaço	kg h^{-1}
V_E	Volume escrito	$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$
W_0	Abertura de saída em trabalho	m
L	Comprimento do cilindro	m
S	Velocidade linear	ms^{-1}

D	diâmetro do cilindro	m
η	rotação do cilindro	rpm
d_c	densidade da cana	kg m^{-3}
V_f	Volume de fibra	$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$
f	Fração de fibra da cana	
W_c	Vazão mássica de cana	kg h^{-1}
f_B	Fração de fibra no bagaço	
d_f	Densidade da fibra	kg m^{-3}
K	Coefficiente de reabsorção	
C_F	Coefficiente de Preenchimento	
V_B	Volume de bagaço	$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$
C	Capacidade de moagem	kg h^{-1}
E^r	Extração real	
E^t	Extração teórica	
I	Coefficiente de embebição	
B_B^t	Vazão mássica de sólidos do bagaço teórico	kg h^{-1}

d_B	Densidade do bagaço	kg m^{-3}
d_i	Densidade de embebição	kg m^{-3}
λ	Índice de embebição	
W_B	Vazão mássica do bagaço	kg h^{-1}
W_f	Vazão mássica de fibra	kg h^{-1}
W_i	Vazão mássica de água de embebição	kg h^{-1}
B_{JB}	Vazão mássica de sólidos do caldo no bagaço	kg h^{-1}
B_{JB}^0	Brix do caldo no bagaço	
d_{JB}	Densidade do caldo no bagaço	kg m^{-3}
W_J	Vazão mássica de caldo	kg h^{-1}
B_J	Vazão mássica de sólidos do caldo	kg h^{-1}
B_J^0	Brix do caldo	
h	Umidade do bagaço	
μ	Velocidade específica de crescimento	h^{-1}
a	Constante empírica	K^{-1}
E	Energia de ativação	J mol^{-1}

A	Constante empírica	h^{-1}
N	Índice de potência	
M1	Índice de potência	
R _g	Constante dos gases ideais	$\text{J}(\text{mol} \cdot \text{K})^{-1}$
K ₀	Constante empírica	kgm^{-3}
K _s	Constante de afinidade ao substrato	kgm^{-3}
$\mu_{\text{máx}}$	Velocidade específica de crescimento máximo	h^{-1}
S _{máx}	Concentração de substrato onde o crescimento celular cessa	kgm^{-3}
P _{máx}	Concentração de etanol onde o crescimento celular cessa	kgm^{-3}
X _{máx}	Concentração de massa de célula onde o crescimento celular cessa	kgm^{-3}
S	Concentração de substrato	kgm^{-3}
P	Concentração de etanol	kgm^{-3}
X	Concentração de massa de célula	kgm^{-3}
F	Vazão do meio de alimentação	m^3h^{-1}
F _w	Vazão de alimentação do reator	m^3h^{-1}

S_w	Concentração de substrato na alimentação do reator	kgm^{-3}
X_w	Concentração de massa de célula na alimentação do reator	kgm^{-3}
P_w	Concentração de etanol na alimentação do reator	kgm^{-3}
S_f	Concentração de substrato na saída do último reator	kgm^{-3}
X_f	Concentração de massa de célula na saída último do reator	kgm^{-3}
P_f	Concentração de etanol na saída do último reator	kgm^{-3}
F_v	Vazão do vinho delevedurado	m^3h^{-1}
X_v	Concentração de massa de célula no vinho delevedurado	kgm^{-3}
F_l	Vazão de leite de levedura	m^3h^{-1}
X_l	Concentração de massa de célula no leite de levedura	kgm^{-3}
F_{ll}	Vazão de leite após a purga	m^3h^{-1}
F_a	Vazão de água de diluição	m^3h^{-1}
F_r	Vazão de reciclo	m^3h^{-1}
S_r	Concentração de substrato no reciclo	m^3h^{-1}
X_r	Concentração de massa de célula no reciclo	m^3h^{-1}

P_r	Concentração de etanol no reciclo	m^3h^{-1}
R	Taxa de reciclo	
t	Tempo	h
V_R	Volume do reator	m^3
r_x	Velocidade de reação	$kg\ m^{-3}h^{-1}$
$Y_{p/s}$	Rendimento teórico em etanol	
$Y_{x/s}$	Rendimento teórico em biomassa	
S_o	Concentração de substrato	kgm^{-3}
F_s	Vazão da purga	$m^3\ h^{-1}$
T	Temperatura	K
P_d	Produção de etanol	$m^3\ h^{-1}$
f_j^v	Fugacidade do componente j na fase vapor	
f_j^L	Fugacidade do componente j na fase líquida	
f_j^o	Fugacidade do líquido j puro à temperatura e pressão do sistema	
ϕ_j	Coeficiente de fugacidade do componente j	

γ_j	Coefficiente de atividade do componente j	
y_j	Fração molar do componente j na fase vapor	
x_j	Fração molar do componente j na fase líquida	
P_{vapj}	Pressão de vapor do componente j	Pa
P^*	Pressão parcial	Pa
V_j^L	Volume molar do líquido	mol h ⁻¹
F_j	Fator de não idealidade	
ϕ_j^s	Coefficiente de fugacidade calculado a partir de dados volumétricos da fase vapor	
k_j	Coefficiente de distribuição	
α	Volatividade relativa	
Z	Fator de compressibilidade	
B	Segundo coeficiente do virial	
G^{EX}	Excesso de energia livre de Gibbs	
n_j	Número de moles do componente j	
P	Pressão	Pa
V	Volume	m ³

NC	Número de componentes	
$f_{n,j}$	Vazão do componente j na alimentação no estágio n	kmol h^{-1}
$l_{n,j}$	Vazão do componente j na corrente líquida do estágio n	kmol h^{-1}
$v_{n,j}$	Vazão do componente j na corrente vapor do estágio n	kmol h^{-1}
H_n^F	Entalpia molar na alimentação	kJ kmol^{-1}
H_n^v	Entalpia molar da corrente vapor do estágio n	kJ kmol^{-1}
H_n^L	Entalpia molar da corrente líquida do estágio n	kJ kmol^{-1}
Q_n	Calor fornecido ao estágio n	kJ kmol^{-1}
F_n	Vazão de alimentação do estágio n	kmol h^{-1}
L_n	Vazão de líquido total do estágio n	kmol h^{-1}
V_n	Vazão de vapor total do estágio n	kmol h^{-1}

I - INTRODUÇÃO

Único país a experimentar, em larga escala, o uso do etanol como alternativa à gasolina, o Brasil desenvolveu uma tecnologia para utilização do álcool etílico como combustível produzido pela fermentação de caldo de cana de açúcar e hoje existe um grande avanço tecnológico da indústria alcooleira brasileira. Um dos principais motivos para este desenvolvimento foi o Proálcool (Programa Nacional do Álcool) implantado no Brasil a partir de meados da década de setenta.

O Proálcool foi criado no auge da crise do petróleo. Hoje a realidade é outra: o custo médio de um barril de gasolina, no Brasil, é de US\$ 50 e o preço de um barril equivalente de álcool é de US\$ 65 (FIGUEIREDO, 1998). Com a liberalização do mercado do petróleo o problema da competitividade do álcool tenderá a se agravar. De acordo com técnicos do governo, com a quebra do monopólio da Petrobrás e a entrada de empresas privadas na comercialização do petróleo, derivados como diesel e gasolina poderão ser importados por preços ainda menores do que os atuais.

Hoje a frota de carro a álcool, que já está velha, totaliza 4 milhões de veículos, consome 10 bilhões de litros de álcool hidratado produzidos no País. São produzidos, hoje, 300 milhões de toneladas de cana, que são transformados em 14 milhões de toneladas de açúcar e 16 bilhões de litros de álcool, sendo 10 bilhões hidratado e seis anidro (SANTOS, 1998).

Na safra passada, o preço do açúcar diminuiu 7,5 % no mercado externo e perto de 11 % no mercado interno. O preço do álcool diminuiu 5 % no anidro e 7 % no hidratado. Um estoque de aproximadamente 1,8 bilhão de litros explica a redução dos preços e a diminuição de ganhos no setor (BETING, 1998).

Algumas medidas estão em curso para melhorar a situação no setor. O governo aumentou a porcentagem da mistura de etanol na gasolina para 24 % e está em estudo a

adição de álcool também ao óleo diesel. O projeto “frota verde” que determina a substituição da frota de veículos de propriedade dos governos federal, estaduais e municipais por carros a álcool está em andamento. Incentivos à compra de carro a álcool também estão em estudo.

O consumo mundial de etanol anidro, usado principalmente como aditivo da gasolina como alternativa a outros aditivos, está crescendo. Para aumentar o número de octanas na gasolina, aditivos são usados, como alquilatos de chumbo, MTBE (Metil Tertiari Butil Eter). Os alquilatos contém chumbo e outras substâncias que interferem negativamente nos conversores catalíticos que são utilizados nas frotas para redução de poluentes.

Existe nos Estados Unidos um rápido desenvolvimento da indústria do álcool e sua utilização como combustível e adição à gasolina para aumento da octanagem. Este desenvolvimento vem como consequência de uma política de incentivo (créditos e redução de taxas) adotadas pelo governo (MURTAGH, 1986).

O governo da Califórnia acaba de ordenar a substituição do MTBE pelo etanol anidro na mistura carburante exigida pelo “Clean Air Act” a Lei do Ar Limpo. Está em andamento um acordo entre Brasil e Estados Unidos para a importação de 2 bilhões de etanol anidro para este ano e mais 2 bilhões de litros para 99 (BETING, 1998a).

Para melhorar a situação do setor, é urgente melhorar a produtividade das usinas. O uso de novos projetos e tecnologia é um caminho para esta melhora.

Os métodos de concepção, desenho e operação de usinas devem buscar novas tecnologias, técnicas como simulação, otimização, controle e análise de processos precisam ser mais utilizadas. Com as ferramentas existentes hoje são possíveis análises mais realistas e detalhadas do processo. Uma destas ferramentas é a inteligência artificial destacando-se o uso de Sistemas Especialistas.

Nos últimos anos, tem-se visto uma vasta expansão no campo da inteligência artificial (IA). Uma das mais ativas áreas de pesquisa é o desenvolvimento de Sistemas Especialistas (Expert System). A inteligência artificial é o estudo de como fazer com que computadores realizem tarefas que atualmente são feitas de uma forma melhor por pessoas. Isto implica em dizer que a inteligência artificial está tentando fazer com que computadores “pensem exatamente” como um ser humano, criando um modelo de cérebro.

De forma geral, o campo da inteligência artificial, onde se enquadram os Sistemas Especialistas, preocupa-se com o desenvolvimento de programas computacionais que simulam o raciocínio humano. Portanto, é necessária a compreensão dos métodos humanos de resolução de problemas em áreas onde existe uma grande quantidade de conhecimento a ser manipulada ou existe um nível significativo de incertezas. Um especialista irá, certamente, restringir as alternativas, eliminando aquelas 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 faça a mesma tarefa, é o estudo e a criação de um Sistema Especialista, com uma base de conhecimento tão evoluída quanto a do especialista e com grande potencial em projetos e operações de engenharia, não exigindo que o usuário entenda do assunto.

Os Sistemas Especialistas podem ser usados em diversos campos. Abaixo são apresentadas algumas áreas potenciais para a realização destes sistemas:

- a) esquemas alternativos para modelagem de comportamento de sistemas físicos ou químicos (qualitativo, semi quantitativo, redes neurais);
- b) projeto de banco de dados para atividades de engenharia;
- c) metodologias para projetos de engenharia (projeto de processos, projeto de controladores, catálise);

d) diagnósticos e organização de estruturas para representar o conhecimento;

A inteligência artificial e os Sistemas Especialistas diferem dos programas de computação tradicionais por duas vias:

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

A aquisição da experiência humana em um campo específico é considerada uma das mais difíceis e importantes tarefas na construção de um Sistema Especialista. A experiência é adquirida por meio de estudos teóricos e experiência prática. O estudo de Sistemas Especialistas enfatiza o lado prático da experiência tentando formalizar e codificar conceitos e estratégias. É importante reconhecer que grande parte da experiência não se encontra na forma escrita, portanto, a meta de vários Sistemas Especialistas é fazer a melhor escolha entre um número de possíveis soluções.

Um segundo estágio no desenvolvimento de um Sistema Especialista pode considerar a introdução de modelo quantitativo (correlações matemáticas, equações de projeto) para o projeto e avaliação de operações individuais e suas alternativas. Nos últimos anos, vários Sistemas Especialistas foram criados envolvendo simulações. Para isso, a simulação inteligente, que são sistemas onde se agregam conhecimentos e regras práticas (simulação qualitativa) com modelagem e simulação (simulação quantitativa), vem suprir a demanda existente nesta área, enquanto que a simulação tradicional é baseada em algoritmos freqüentemente inflexíveis e limitados que não podem simular o comportamento dinâmico do processo real. Normalmente, a decisão qualitativa é feita com informações simbólicas e gráficas, enquanto que a análise quantitativa é feita com

informações numéricas e os dois métodos se completam. A solução numérica é uma aproximação da solução verdadeira (real) que é representada analiticamente.

Os resultados obtidos com a simulação inteligente mostram superioridade frente aos métodos clássicos de simulação. Estas simulações juntam o sistema de raciocínio simbólico e numérico em um sistema inteligente integrado. O conhecimento é distribuído em Sistemas Especialistas separados e os resultados numéricos das simulações são novos conhecimentos ou formam o banco de dados, assim, o sistema pode chegar a resultados aproximadamente ótimos.

Os Sistemas Especialistas oferecem um número significativo de vantagens. Por exemplo, a experiência pode ser perdida quando um empregado deixa a empresa, mas o conhecimento armazenado sobre o processo e falhas do processo bem documentadas ajudarão a base de dados da companhia. Em termos gerais, um Sistema Especialista pode ser usado em treinamento, como conselheiro em tomadas de decisões, otimização, gerenciamento, controle, diagnóstico, planejamento e projeto de processos. A tecnologia é mais facilmente compreendida por não especialistas e de fácil acesso a eles.

Em geral, somente os Sistemas Especialistas podem:

- trabalhar com incertezas ou informações incompletas (fatores de confiabilidade);
- explicar porque questões particulares são perguntadas (auto explicativo);
- justificar suas conclusões através do conhecimento adquirido.

II - OBJETIVO

Algumas unidades industriais que produzem álcool têm sido projetadas sem embasamento teórico rigoroso. No entanto, a existência de modelos matemáticos precisos, assim como o surgimento de novas áreas como a inteligência artificial onde se enquadram os Sistemas Especialistas, são ferramentas que podem ajudar a construir o projeto de unidades industriais em bases racionais e a ter uma análise rápida e realista do processo.

Este trabalho tem como objetivo construir um Sistema Especialista para unidades industriais de produção de álcool. Foram coletados dados práticos e de projetos junto a especialistas da indústria alcooleira formando uma ampla base de conhecimento na qual fazem parte também modelos matemáticos que simulam o processo. O conjunto dos dados práticos e modelos matemáticos produziram um protótipo de Sistema Especialista que servirá como instrumento para o projeto de indústrias alcooleiras, treinamento e gerenciamento de unidades. A base de conhecimento engloba três unidades básicas do processo de produção de álcool: moagem, fermentação e destilação. Espera-se, com isto, dar uma contribuição para o setor e desenvolver um trabalho num campo praticamente inexplorado por pesquisadores.

Partindo da base de conhecimento para a fermentação alcoólica contínua, já desenvolvida anteriormente onde se utilizou o “software” PCPLUS da Texas Instruments, foram criadas as novas bases de conhecimento utilizando um novo “software” o SMART ELEMENTS, da Neuron Data, que engloba as três unidades básicas. As unidades desenvolvidas tem as seguintes características:

- a unidade de moagem pode ser entendida como um trabalho de separação das fases líquida e sólida da cana de açúcar, através de prensagem progressiva entre dois rolos rotativos. A moenda é uma unidade esmagadora constituída basicamente por três cilindros.

Estes cilindros prensam a cana e separam o caldo da fibra, que é enviado à unidade de fermentação.

- o caldo da cana é fermentado em um processo contínuo pela *Saccharomyces cerevisiae* na unidade de fermentação. A característica do processo contínuo é não sofrer interrupções; o reator de fermentação é alimentado continuamente com o caldo que é fermentado e retirado a uma vazão igual à de alimentação, isto permite um fluxo contínuo do produto. O processo de fermentação transforma os açúcares do caldo em álcoois, o caldo resultante da fermentação é chamado de vinho e é enviado à unidade de destilação.

- o vinho é uma solução alcoólica resultante da fermentação do caldo e deve ser separado em etanol e subprodutos. O processo de separação utilizado é a destilação, o fracionamento do vinho é feito através das colunas de destilação. Na unidade de destilação pode-se ter a produção de etanol hidratado ou anidro, no caso do etanol anidro usa-se a destilação extrativa utilizando como solvente o etilenoglicol.

III - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo tem como objetivo mostrar alguns trabalhos desenvolvidos na área de sistemas especialistas e no setor sucroalcooleiro de uma forma geral, mais especificamente dos Sistemas Especialistas e da simulação nas áreas de moagem, fermentação e destilação. Alguns trabalhos apresentados são antigos mas importantes no desenvolvimento deste projeto. Foram feitas também algumas revisões de técnicas e processos importantes para o processo ou que evoluíram com o avanço da tecnologia nos setores do âmbito do trabalho.

III.1 - Sistemas Especialistas

Um Sistema Especialista é um meio de automação inteligente para solucionar um determinado problema composto de métodos tradicionais e heurísticos (conhecimento e informações adquiridos). O Sistema Especialista tem uma arquitetura própria e deve ser organizado de forma a trabalhar com informações. A seguir, será descrito a sua estrutura, como é feita a representação do conhecimento e uma metodologia de desenvolvimento.

III.1.1 - Estrutura do Sistema Especialista.

A criação de um Sistema Especialista consiste em várias etapas importantes que representam algumas dificuldades, como por exemplo, a organização do conhecimento e a criação da base de conhecimento que consomem a maior parte do tempo na execução do projeto. Portanto para um programa exibir "inteligência" ele deve ter acesso à grande quantidade de conhecimento e deve saber como manipular e usar tal conhecimento. O conhecimento deve ser representado, dentro de um Sistema Especialista, de modo que possa ser eficientemente utilizado e permita sua alteração sem dificuldades. Esta representação deve ser acessível e flexível e o Sistema Especialista deve ser apto a explicar as suas ações e conclusões.

A Figura 1 mostra esquematicamente as partes de um Sistema Especialista que é constituído basicamente de duas partes principais (ASENJO et al.,1989):

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

A base de conhecimento consiste em uma coleção de regras, fatos e modelos de comportamento dentro do domínio do problema (equivalente à nossa memória de longo termo). O conhecimento é codificado na forma de pares antecedente-consequente de regras IF-THEN e 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 à nossa habilidade de solucionar problemas). Além destas duas partes principais, o sistema é ainda provido de um mecanismo que o mantém permanentemente numa trilha para solucionar o problema (chamado "contexto", que é equivalente à nossa memória de curto termo), uma interface para usuários, um sistema de explanação e um módulo de aquisição de dados. Diferentes 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.

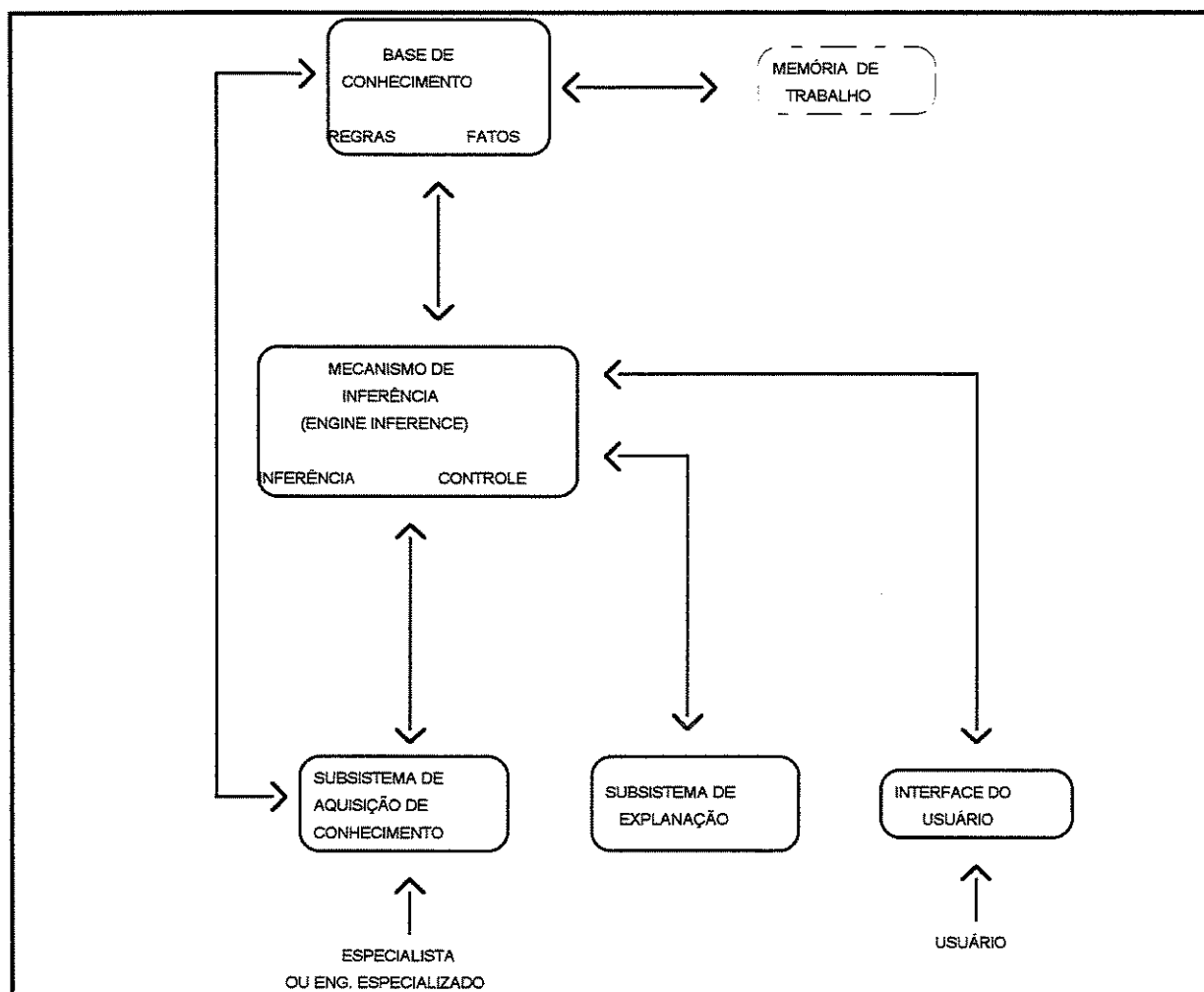


Figura 1 - Estrutura do Sistema Especialista

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 FILHO & 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-a de forma progressiva até produzir uma solução aceitável. A base de conhecimento é controlada e operada pelo mecanismo de inferência que é separado desta base, permitindo que ela seja alterada e estendida sem interferência na estrutura de controle global.

O subsistema de aquisição de conhecimento consiste de dados associados ao processo, assim, o programa inicia-se 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. Para isto, o programa começa a inferência com uma lista de fatos verídicos e cada regra, na base de conhecimento, é testada para ver se todos os IF contidos na lista de fatos são conhecidos. Então, quando a regra é encontrada, o sistema aciona o THEN da regra da lista de fatos conhecidos. Quando 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 o porquê e como chegou à conclusão (PAPAFOTIOU et al.,1992).

Os principais passos no desenvolvimento de um Sistema Especialista, mostrados na Figura 2, 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 deverão ser consultados.
- 2 - Formalização : envolve a seleção de ferramentas apropriadas para construir o Sistema Especialista. O domínio em questão torna-se familiar ao implementador do Sistema Especialista. É ele quem realiza os contatos preliminares com os especialistas.
- 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, interativo, natural, transparente e ter funções auto explicativas que justificam os resultados ao usuário.

Hoje já existem desenvolvidos sistemas ("software" ou "shells") como Nexpert Object (Neuron Data) 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. A escolha do "software" que se adapte melhor a um projeto específico é uma tarefa difícil e seu posterior uso é ainda mais desafiador (BIRKY & McAVOY, 1990).

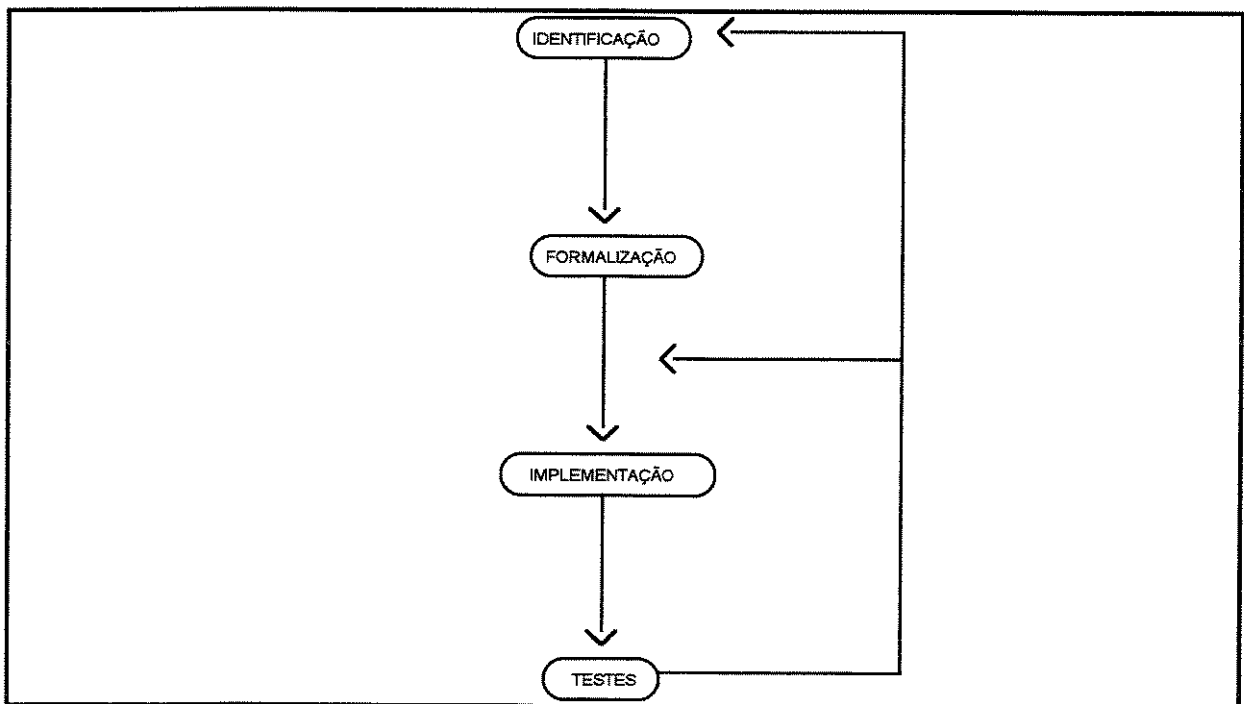


Figura 2 - Etapas no desenvolvimento do Sistema Especialista

III.1.2 - Representação do Conhecimento

É necessário organizar a estrutura lógica do conhecimento e colocá-la em forma de regras que dão o caminho para que o mecanismo de inferência possa usá-las. Nesta organização, a seqüência de controle total no contexto de sistema de produção e detalhe da estrutura de base de dados deverão ser determinados primeiro. No Sistema Especialista, a determinação da estrutura de conhecimento não deverá ser difícil e poderá ser facilmente modificada, se necessário (NIIDA et al., 1986).

A forma mais comum de se apresentar o conhecimento é a regra IF-THEN que consiste em duas partes: uma antecedente que lista a condição e uma conseqüente que estipula o que concluir, ou como será a resposta. As regras afetam a performance do Sistema Especialista crucialmente por dois caminhos: número de regras (“storage requirements”) e tempo de execução. Fazendo de cada regra uma possibilidade genérica, um grande domínio de conhecimento pode ser capturado por um pequeno número de regras poderosas (MAH et al.,1991).

É preciso um esquema para representar as informações necessárias para o projeto de uma planta no computador. O conhecimento pode ser representado por vários caminhos, mas três estruturas básicas ajudam a controlar e organizar informações: classes, parâmetros (fatos) e regras (LAHDENPERÄ et al.,1989).

Uma classe é uma estrutura que prepara a coleção de vários tipos de dados sobre a base de conhecimentos. Usa-se classes para agrupar parâmetros e regras relacionados ao problema que se quer resolver. Parâmetros são pedaços individuais de conhecimento, como temperatura e pressão. Regras expressam relações entre os parâmetros e conclusões sobre eles. As classes podem ser divididas em sub-classes e são classificadas em uma hierarquia onde as sub-classes herdam atributos associados a classes. As classes podem ser arranjadas em hierarquias que correspondem a organização de dados da planta e que estocam dados muito compactadamente.

III.1.3 - Metodologia de desenvolvimento de um Sistema Especialista

Uma metodologia usual para representar o conhecimento é baseada em vários elementos (BAÑARES-ALCÁNTARA & WESTERBERG, 1989):

- técnicas de entrevista;
- princípios para determinação da estrutura global do modelo;

- instrumentos para construção interativa do modelo;
- modificação e teste do modelo;
- uso de procedimentos e análises.

III.2 - Produção de etanol

Para produzir etanol, a cana passa por uma lavagem e entra na unidade de extração onde seu caldo é extraído. Este caldo alimenta a unidade de fermentação e é nesta etapa que vai ocorrer a transformação de açúcar em álcool e em outros subprodutos, o produto da fermentação é chamado vinho delevedurado, este será levado a unidade de destilação para ser separado em álcool que pode ser anidro ou hidratado e outros subprodutos. O processo de transformação de cana em álcool foi dividido, neste trabalho, em três unidades básicas: moagem, fermentação e destilação e foi feita a revisão bibliográfica em cada unidade.

III.2.1 - Processos de Extração

A área de extração teve grande avanço tecnológico nos últimos anos e a extração brasileira está dentro dos mais altos padrões de eficiência (ASSIS, 1994). Foram adaptadas novas tecnologias de moendas de cana com base em trabalhos desenvolvidos anteriormente na África do Sul e Austrália e adaptadas às características próprias das indústrias brasileiras.

A importância do processo de extração de cana, dentro do complexo sucroalcooleiro, é evidenciada tanto financeiramente, considerando o alto valor do investimento necessário para sua instalação e produção (operação e manutenção), assim como por sua complexidade técnica referente a diversidade de peças mecânicas e produtos químicos envolvidos no processo. Ocorrências como alta pressão, impacto, abrasão e corrosão, constituem um desafio constante para o desenvolvimento de materiais e técnicas relacionadas a prevenção, assim como ajustes mecânicos, balanceamentos, soldas e

lubrificação, tornando-se imperativo a correspondente capacitação da mão de obra (CAPOZZI et al. 1994).

a - Preparação da Cana

Nos processos de extração, deve-se ter uma preparação da cana antes desta ir propriamente para os extratores. O processo consiste na lavagem para melhorar a assepsia da cana e após a lavagem, a cana passa pelas facas rotativas e pelo desfibrador onde será picada, melhorando, portanto, a eficiência de extração.

A cana é descarregada dos veículos transportadores de cana utilizando-se os descarregadores. Estes transportam a cana às mesas receptoras que geralmente têm uma inclinação de 15 e 45 graus. Esta é então lavada e descarregada em um transportador metálico, a esteira de cana.

O objetivo do picador e desfibrador é completar a preparação e a desintegração da cana, iniciada pelas facas rotativas, facilitando assim, a extração do caldo, a cana é reduzida a um verdadeiro farelo e a melhora obtida na extração é nítida.

A importância da preparação da cana deu origem a um meio de medir a eficiência da preparação, foi criado o índice de preparação (IP), que consiste na avaliação da proporção das células dilaceradas pela ação das facas e dos martelos dos desfibradores. Uma preparação ruim leva a um índice de preparação de cerca de 75% e uma boa preparação leva o índice a 85-90 % (HUGOT, 1977).

Hoje, existem basicamente dois tipos de desfibradores : o desfibrador horizontal ou COP-5 e o desfibrador vertical ou DH-1, o primeiro consegue aproximadamente 80 a 85 % de células abertas consideradas para trabalho e o segundo 90 a 94% e as facas rotativas conseguem aproximadamente 70 a 75 % de células abertas (BRUNELLI, 1991).

b - Difusores

Os difusores começaram a ser experimentados no Brasil em 1967, porém devido a fatores extra técnicos não se adaptaram bem (SALERMO, 1987). A partir de 1982, quatro difusores de cana foram instalados e encontram-se em operação com bons resultados finais. Em vários países, os difusores são preferidos principalmente devido ao baixo consumo energético e custos de manutenção e por representarem um processo físico químico de extração ao invés de um sistema de “força-bruta”, como é o caso das moendas. Os difusores permitem aumento na capacidade de processamento tal como as moendas, pela alteração da sua velocidade, altura do colchão, densidade, etc.

Pode-se citar algumas vantagens da difusão sobre as moendas (JAIS, 1994) :

- maior eficiência de extração;
- maior continuidade operacional;
- menor desgaste dos equipamentos;
- menores custos de investimento, instalação e manutenção.

O processo de extração no difusor é feito em três etapas: lixiviação, difusão e pressão. A seguir é descrito estas três etapas:

- Lixiviação

Lixiviação é um processo de lavagem da cana desfibrada. Pela lixiviação, o caldo da cana é retirado do bagaço através de sucessivas lavagens mecânicas. Estas lavagens são iguais a embebição composta no sistema de moendas. As lavagens são efetuadas submetendo-se a cana a líquidos com baixos teores de sacarose, menores do que o existente no caldo da cana. Como a cana está saturada com líquidos, o excesso deste é separado da

massa de cana por gravidade. A maior parte do açúcar é extraído no difusor por lixiviação (JAIS, 1994). Para que esta lavagem seja possível, é necessário que as células contendo sacarose estejam abertas para que o líquido de embebição tenha acesso a elas, por isto, é necessário uma boa preparação da cana. Esta preparação é feita com as facas rotativas e o desfibrador que rompe a maior quantidade de células possíveis.

- Difusão

A difusão acontece nas células que não são rompidas no sistema de preparação. Em condições normais, as paredes das células não são permeáveis ao caldo que elas contém. Isto se deve a uma película de proteína que recobre a parede interna da célula. Em temperaturas elevadas, a proteína é coagulada, deixando, desta maneira, a parede permeável. Pelo gradiente de concentração entre o caldo da célula e o líquido de embebição, há a difusão do caldo da célula para o líquido de embebição.

- Pressão

No difusor, o bagaço final está saturado com caldo que deve ser retirado por pressão. Alguns difusores têm um sistema de pressão, que normalmente é uma moenda comum.

Segundo WIENESE (1995), na África do Sul, as moendas foram praticamente trocadas por difusores, no entanto, ainda são utilizadas na entrada e saída do difusor para retirada do caldo (“dewatering mills”). A performance da moenda é medida em termos da extração da moenda e da umidade do bagaço, sendo que estes parâmetros são muito afetados pela quantidade e qualidade da cana e não há controle sobre estes fatores.

Na Figura 3 (HUGOT, 1977) apresenta-se um fluxograma esquemático de um difusor de bagaço.

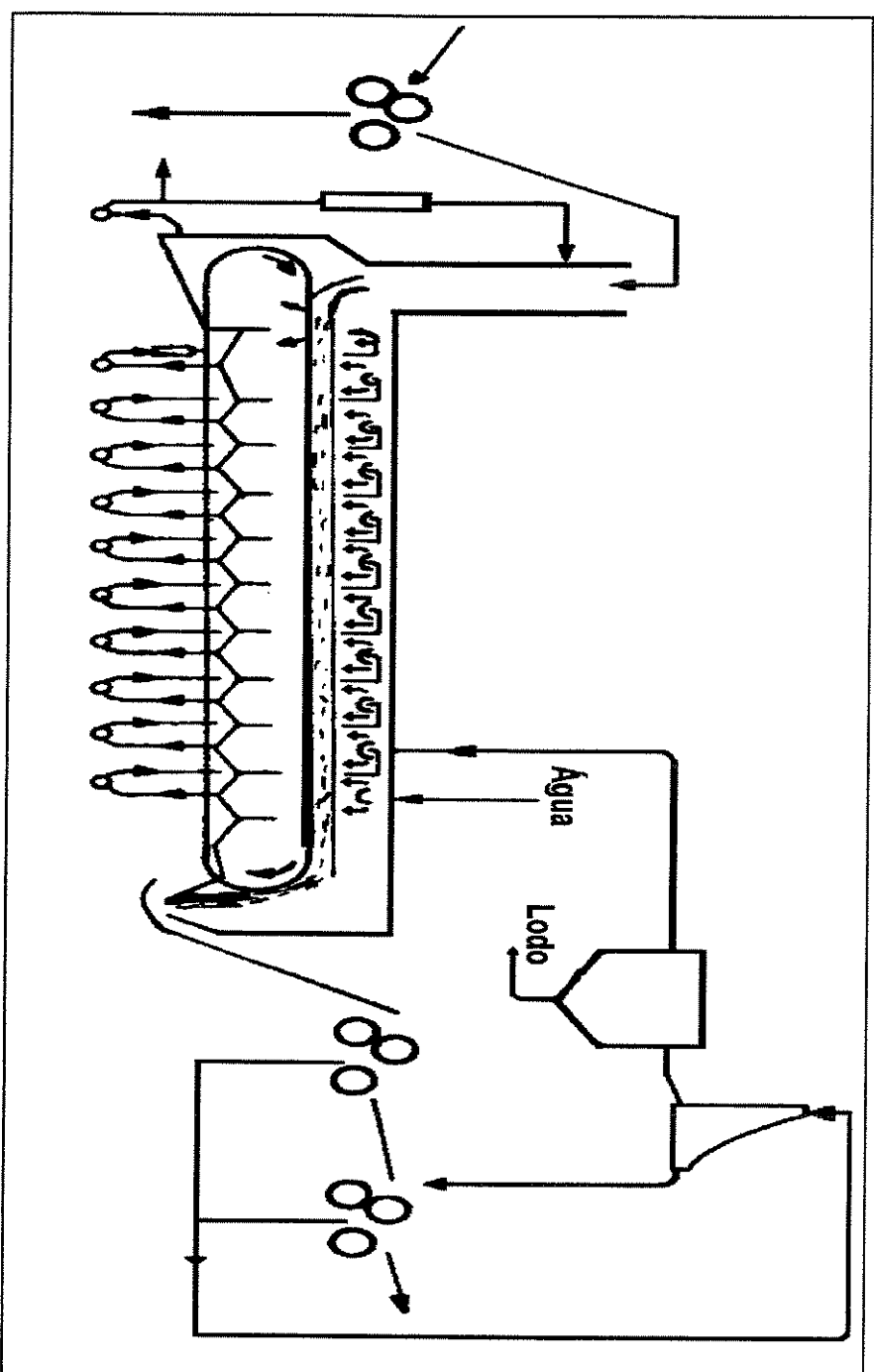


Figura 3 - Fluxograma de um difusor de bagaço

c - Moendas

No Brasil, o processo de extração utilizando moendas é bastante difundido empregando-se, normalmente, tandem de moendas para extrair o máximo de sacarose de cana previamente preparada pelas facas e pelo desfibrador.

O tandem de moendas é o equipamento utilizado na moagem, podendo ser composto de quatro até sete ternos de moenda. A moenda é uma unidade esmagadora constituída basicamente por ternos, cada um formado por três cilindros dispostos de tal modo que a união de seus centros forma um triângulo escaleno. Os cilindros inferiores têm seus eixos fixos e giram no mesmo sentido. O cilindro superior tem a posição de seu eixo controlada por um regulador de pressão hidráulico, e o sentido de rotação contrário ao dos inferiores.

A alimentação é um item importante para a eficiência das moendas. Existem equipamentos que melhoram a alimentação, fazendo fazer uma alimentação forçada impedindo que ocorra a rejeição da cana na moenda. Segundo BRUNELLI (1991), geralmente tem-se dois tipos de alimentação : “Continuous Pressure Feeder” (Austrália) e “Press Roller” (África do Sul). A simplicidade a robustez e a adaptação no “lay-out” existente, levou a adoção, no Brasil, do rolo de pressão. Atualmente, há uma tendência à incorporação ao ternos de um quarto rolo (“press roller”) juntamente com o Chute Donnelly, de modo que o colchão de cana sofra uma compressão prévia para facilitar a apreensão. Na Figura 4 (BRUNELLI, 1991) apresenta-se um “press roller”, o rolo número um, é o rolo incorporado para facilitar a extração e a melhora da alimentação. O Chute Donnelly é uma condutor vertical onde ocorre o depósito de cana melhorando a alimentação devido a pressão que esta coluna de cana proporciona na entrada dos rolos.

Segundo CURRIER (1997), atualmente predomina nas indústrias o tandem com 4 ternos e a utilização da alimentação com chute Donnelly, que proporcionam uma boa alimentação à moenda. Devido à boa alimentação e às superfícies mais duras nos rolos está

sendo possível aumentar a velocidade dos rolos, pois normalmente, utilizavam-se velocidades na faixa de 4/5 rpm e atualmente estão atingindo 7/8 rpm.

É unânime aos técnicos alcooleiros e açucareiros que a embebição é indispensável ao trabalho normal de qualquer tandem de moendas. Adiciona-se água ou caldo diluído ao bagaço que alimenta alguns ou todos os ternos, com o objetivo de melhorar a capacidade de extração global da sacarose contida na cana ou fibra que entra na moenda.

A embebição mais utilizada é a composta, onde se aplica água ao último terno e retorno dos caldos diluídos sucessivamente do último até o segundo terno, sempre retornando para o terno anterior.

Com a embebição composta é possível reduzir a quantidade de água aplicada à moenda sem prejuízo da extração. Se por um lado, a embebição composta permite menor diluição do caldo, por outro, faz crescer bastante o trabalho das moendas devido à maior quantidade de líquido em circulação, o que facilita o aparecimento de buchas e engasgos, comuns nestes casos. A eficiência da embebição está diretamente ligada à distribuição do líquido de maneira uniforme por todo o bagaço, permitindo a diluição mais completa possível do caldo residual de cada terno. Para que os melhores resultados possam ser obtidos com a embebição composta, torna-se indispensável o uso de sistemas eficientes de alimentação forçada. A boa diluição é impossível com a cana mal preparada.

Com uma maior pressão hidráulica obtém-se melhor extração, paralelamente, teremos maior consumo de potência, maior desgaste do equipamento, quebra de eixos, de rodetes e mancais. Para se conseguir máxima extração, cada unidade do tandem deve executar o máximo trabalho possível, assim cada moenda deverá ter :

-a maior carga hidráulica possível;

-aberturas compatíveis com sua posição no tandem.

Bons dispositivos de alimentação, além de permitirem relação de abertura entrada/saída na moenda mais favorável para a extração do caldo diluído, contribuem para uma carga mais regular. A mistura de água ou caldo diluído sobre o bagaço deve ser feita de forma mais homogênea possível, já que todo o trabalho com a preparação da cana fica perdido se parte do bagaço não é atingida pela água ou caldo da embebição, causando uma diluição incompleta e consequentemente prejudicando a extração.

A primeira moenda deverá extrair pelo menos 70% do caldo de cana, tornando assim a embebição eficiente a partir do segundo terno.

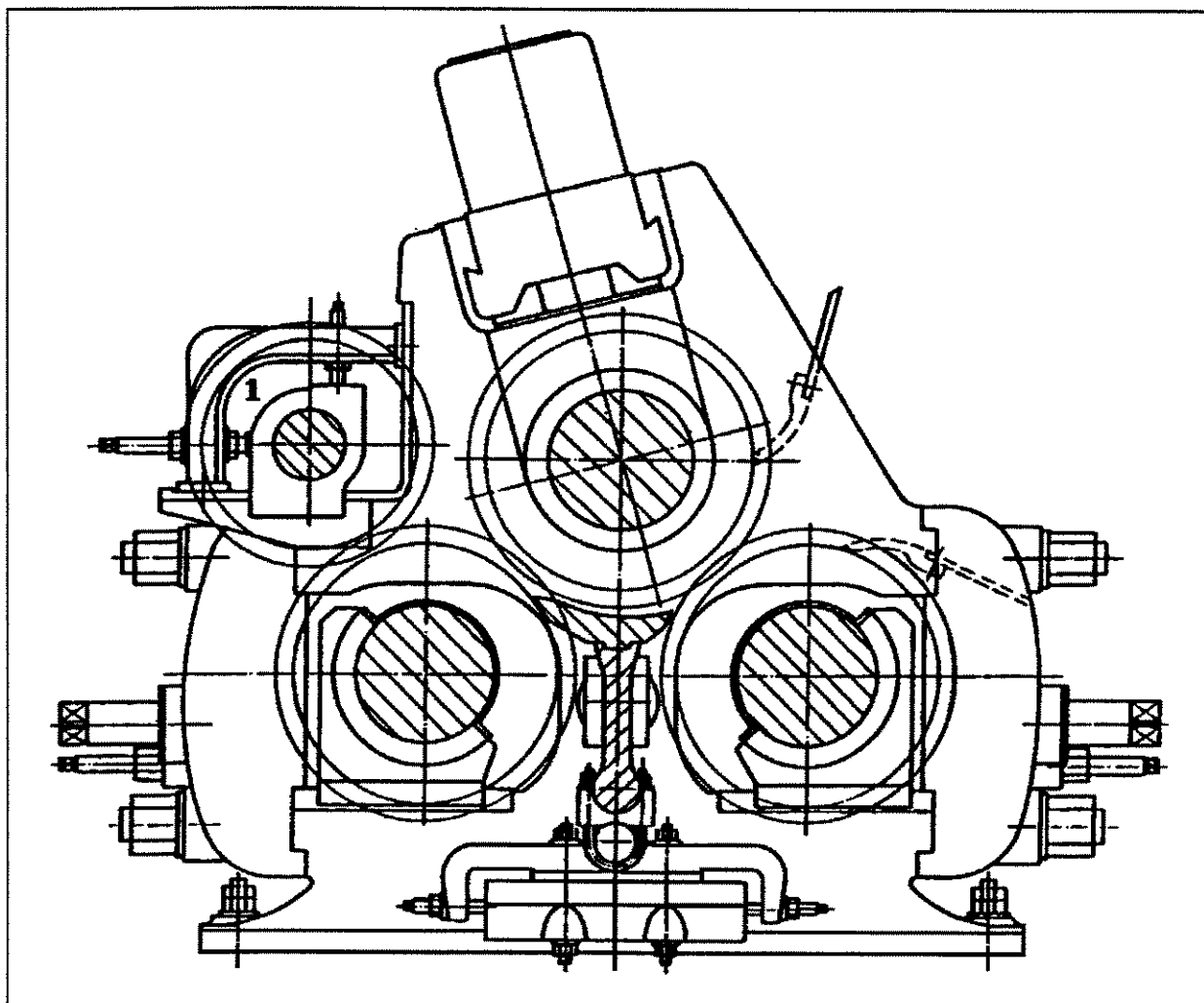


Figura 4 - Rolo de pressão

d - Simulação de Moendas

MUNRO (1962) fez vários experimentos para determinar o efeito da quantidade, da posição de aplicação da embebição e do torque do cilindro na performance da extração. Definiu um coeficiente de embebição que quantifica a eficiência da mistura do líquido de embebição com o caldo residual no bagaço. Em 1963, fez experimentos para investigar o efeito da mudança do coeficiente de preenchimento (filling ratio), da velocidade superficial e do nível de embebição (peso de água por peso de fibra) no processo.

MUNRO & RUSSEL (1964) fizeram vários experimentos para determinar a influência da alimentação no primeiro terno, a embebição quente e fria e o brix de embebição no processo. MURRY (1965) desenvolveu um modelo para determinação do coeficiente de reabsorção e coeficiente de embebição em cada terno de moenda.

MURRY et. al. (1967) desenvolveram um método de predição da performance de extração de um tandem de moendas. O método utiliza dados do processo como as condições de alimentação e estima parâmetros como coeficiente de reabsorção, coeficiente de embebição e coeficiente de preenchimento (filling ratio).

MURRY & HOLT (1967) apresentaram exemplos com o modelo desenvolvido, explicaram a definição dos coeficientes de reabsorção, preenchimento e embebição e ainda introduziram o termo de extração teórica (ideal) e extração real.

RUSSEL & MURRY (1969) apresentaram os resultados da aplicação do modelo matemático, desenvolvido para investigar a variação da performance de extração frente a fatores que influenciam o processo como embebição e fibra da cana.

MITTAL (1969) fez um estudo da quantidade de água de embebição ótima para o processo de moagem, utilizando o coeficiente de embebição e fibra da cana. WEBRE (1968) estudou o melhor critério de medir a eficiência de um tandem e chegou à conclusão

que devido ao grande número de variáveis do processo, não existe um critério absoluto que seja totalmente eficaz. Concluiu que deve ser usado um conjunto de métodos de avaliação.

PEREDA & FRIEDMAN (1977) desenvolveram um método teórico e um experimental para determinação dos coeficientes de reabsorção e embebição nos ternos de moendas. Compararam e analisaram os resultados encontrados nos dois métodos e apresentaram os resultados experimentais dos coeficientes frente às várias condições do processo. BIRKETT et al. (1986) estudaram os fatores que influenciam a extração e concluíram que os principais fatores são : água de embebição, eficiência de embebição (distribuição da água de embebição) e em menor extensão : fibra da cana, número de moendas e chegaram a conclusão que o brix da cana tem pouca influência sobre a extração.

PARTANEN et al. (1994) apresentaram um modelo de controle para um tandem de moendas e adotaram a estratégia de controle LQG/LTR. SULLIVAN (1995) apresentou um modelo para controle da reabsorção e um novo método de preparação da cana. WIENESE (1995a) apresentou o modelo da taxa constante (“ constant ratio”) para cálculo do balanço de massa em uma moenda. O modelo é função da fibra, brix e água de embebição. Foi feita uma comparação dos resultados de balanços de massa obtidos com o modelo e com os dados experimentais de 15 anos atrás e o resultado encontrado foi satisfatório. Comparou-se o modelo da taxa constante com o modelo da extração reduzida correta (CRE - corected reduced extraction) que é muito utilizado na África do Sul. Balanços de massa de fábricas sul africanas foram coletados no período de 1979 a 1993 e foram utilizados para obter um balanço de massa padrão que está apresentado na tabela 1.

LEITCH et al. (1997) estudaram a capacidade do bagaço penetrar as ranhuras dos rolos. Os resultados indicaram que o bagaço não penetra na base das ranhuras nos rolos em típicas condições de moagem, este fato influi na compactação do bagaço e conseqüentemente no coeficiente de reabsorção.

Murry (1996) mostrou que a pressão necessária para extrair o caldo das ranhuras do rolo é muito pequena e que é razoável assumir a superfície do rolo como sendo de livre drenagem (citado por LEITCH et al. 1997).

Tabela 1 : Balanço de massa padrão obtidos de dados coletados no período de 1979 a 1993 na África do Sul

	ENTRADA	SAIDA	
	CANA + ÁGUA	BAGAÇO	CALDO
FIBRA (%)	10,22	46,20	0,46
BRIX (%)	9,67	1,98	11,76
ÁGUA (%)	80,11	51,82	87,78

III.2.2 - Processos Fermentativos

Nos últimos anos, houve no Brasil um desenvolvimento expressivo da tecnologia de fermentação alcoólica. O processo de fermentação contínua veio ao encontro das necessidades atuais da indústria sucroalcooleira, pois, via de regra, resulta em maior produtividade e menor custo de produção. O processo contínuo tem sido uma evolução natural do batelada alimentada. Hoje, a 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 vinhoto produzido e o consumo de vapor necessário. Os processos fermentativos em utilização no parque alcooleiro brasileiro são: batelada alimentada e contínuo.

a - Processo Batelada Alimentada ou Melle-Boinot

O processo Melle-Boinot foi introduzido com o intuito de aumentar a produtividade em relação a batelada, que tem baixa produtividade e é lenta. Este tipo de processo tem como principal característica o reciclo do fermento. No final da fermentação, a levedura é separada do vinho fermentado por meio 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 e ajustar o pH da levedura. Quando terminado o tratamento, ele repousa durante cerca de 4 horas quando então é enviado para o reator concomitantemente com o mosto, reiniciando assim novo ciclo do processo.

b - Fermentação Contínua

O processo contínuo difere basicamente do descontínuo por não sofrer interrupções. O reator de fermentação é continuamente alimentado com mosto, 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 no vinho e ainda devido à 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. 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 vinhoto 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 para 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 a).

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 à utilização repetida do material celular. Para que este processo seja bem sucedido, deve ser automatizado devido à sua sensibilidade frente a alterações nas condições do processo. Falhas na sua condução podem acarretar a perda de todo o processo.

Este processo tem apresentado uma maior produtividade, com um aumento que às 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 modelos cinéticos, otimização, simulações do processo, ferramentas matemáticas e computacionais, pode-se atingir os seguintes objetivos:

- redução dos gastos em mão de obra;
- redução de gastos em análise;
- redução de tempos não produtivos (carga, descarga, limpeza);
- trabalhar em condições ótimas de operação no estado estacionário;

- redução de consumo de insumos;
- uniformidade do produto;
- maior controle operacional do processo;
- possibilidade real de implementação de controle de processo.

PASCAL et al. (1995) desenvolveram um simulador para o processo de fermentação (Prosin e Prosin-Batch simuladores) utilizando um modelo cinético baseado no esquema de reação para fermentação com *Saccharomyces cerevisiae*. O simulador foi testado com sucesso em plantas contínuas e bateladas utilizando a beterraba como fonte de açúcar.

c - Processos fermentativos extrativos

Em função da necessidade de aumentar a produção de álcool sem ter que aumentar a capacidade volumétrica instalada, é preciso aumentar a produtividade, ou seja, o teor de álcool no vinho, necessitando, para isto, concentrações mais elevadas de substrato de açúcares na alimentação. Sabe-se que a quantidade de etanol formada é uma consequência da concentração de açúcares no substrato que alimenta o fermentador. Então, num processo em que se usa altas concentrações de açúcares, permite-se a obtenção de um alto teor alcoólico, ocasionando condições inadequadas à fisiologia da célula de levedura, pois o álcool é um inibidor de fermentações e desta forma ocasiona fermentações incompletas, reduzindo o rendimento e a produtividade da fermentação alcoólica.

Num processo usando altas concentrações de açúcares, a eliminação do produto inibidor é essencial para se conseguir alta produtividade e alto rendimento.

Uma grande restrição do processo de fermentação alcoólica convencional é o fato de que o álcool produzido inibir as células de leveduras. Quando a concentração do substrato

açucarado é fermentado e ocorre a formação de etanol de 45g/l para 120g/l, a taxa específica de produção de etanol e a taxa de crescimento específico de células de leveduras são severamente diminuídas, como já mostrava AIBA et al.(citado por SILVA, F. L H., 1998).

Nos últimos 20 anos, vários caminhos combinando fermentação com sistema de separação foram propostos como meios de minimizar o processo de fermentação alcoólica do problema da inibição pelo produto, entre eles estão os seguintes:

a) Fermentação sob vácuo: o sistema de usar vácuo para remover álcool foi transformado em patente e publicado por Boeckeler em 1948 (RAMALINGHAM & FINN, 1977). O sistema flash a vácuo é necessário para manter a temperatura no fermentador em níveis desejados. O etanol tem uma volatilidade bem acima da água, facilitando a sua separação em pressão e temperatura reduzidas. Os pesquisadores verificaram que a pressão absoluta ótima de trabalho no fermentador deveria ser de 50 mmHg, pois nesta pressão o ponto de bolha do mosto contendo 1% de etanol alcançava 35°C, uma boa temperatura para o emprego da *Saccharomyces cerevisiae* como agente transformador do açúcar em álcool (MATSUMURA & MÄRKL, 1986). MAIORELLA et al. (1983), alertaram que na fermentação a vácuo, a concentração de alguns produtos não voláteis, se não forem eliminados do processo por sangria, também inibem o processo, limitando o rendimento e a produtividade final da fermentação. O grande inconveniente do processo sob vácuo é a energia requerida para manter a condição de baixa pressão. Esta energia é trinta vezes maior que o processo convencional (GHOSE & TYAGI, 1979). Segundo MAIORELLA & WILKE (1980), a energia requerida para o processo sob vácuo é apenas um pouco superior ao processo convencional, não chegando a duas vezes, discordando assim dos dados citados por Ghose & Tyagi;

b) pervaporação: tem como princípio a difusão das substâncias voláteis por meio de uma membrana hidrofóbica. A técnica consiste em usar uma membrana para remover

seletivamente o produto inibidor formado na fermentação. No caso da fermentação alcoólica, o mosto líquido difunde-se na superfície da membrana e o álcool é então evaporado e removido por um fluxo fluído gasoso ou líquido e, posteriormente, o removido é condensado. Os principais tipos de membranas usadas são membranas comerciais de silicone e, nos últimos anos, membranas de politetrafluoroetileno (PTFE) e POLY gel membranes, (VICENTE et al., 1993);

c) perextração: técnica que combina um solvente extrator e uma membrana. O termo perextração é a junção das palavras permeável (membrana) e extração (solvente) (MATSUMURA & MÄRKL, 1986);

d) fermentação acoplada a um sistema de extração líquido-líquido: o produto inibidor é seletivamente removido por solventes. O dodecanol foi usado como um solvente, apresentando boas propriedades, na retirada do etanol da fermentação alcoólica contínua com células imobilizadas (MINIER & GOMA, 1982). QURESHI & MADDOX (1995); GYAMERAH & GLOVER (1996), estudaram, por intermédio da fermentação contínua em reator de leito fixo, a produção de acetona-butanol-etanol (ABE) em imobilização das células de *Clostridium acetobutílico*. Verificaram que com a retirada dos produtos inibitórios a produtividade do processo aumentou. O grande inconveniente da extração líquido-líquido está relacionado aos solventes. Segundo SLAPACK et alii (1987), as propriedades para um solvente ideal são: alto coeficiente de distribuição em relação ao produto inibidor; baixa volatilidade em relação ao produto inibidor; ser não tóxico; relativamente barato. Conseguir agrupar todas estas propriedades em um só solvente é o grande problema encontrado pelos pesquisadores da área. Mesmo com este problema a ser resolvido, a fermentação alcoólica acoplada à extração líquido-líquido é umas das tecnologias mais estudadas para minimização da inibição, com futuro promissor (MORITZ & DUFF, 1996);

e) fermentação acoplada ao sistema de absorção (stripping) em coluna de recheio: o mosto em fermentação é continuamente enviado para a coluna empacotada, onde o etanol é removido. A técnica de absorção estudada utilizou o CO_2 produzido na fermentação como gás absorvedor (TAYLOR et al., 1995; TAYLOR et al., 1996);

f) fermentação acoplada ao sistema de absorção (stripping) conjuntamente com coluna de retificação empacotada: o sistema de separação utilizou-se do CO_2 , que é liberado da fermentação, como gás absorvedor na coluna de absorção e posteriormente a corrente gasosa (CO_2 + etanol) é enviada para a coluna de retificação empacotada para separação (PHAM et alii, 1989);

g) fermentação acoplada ao sistema de adsorção e dessorção: esta técnica está sendo estudada para a retirada do produto inibidor da fermentação, pois o sistema de adsorção utiliza-se de adsorventes seletivos, usando dois estágios. O etanol é primeiramente separado por adsorção em materiais sólidos (resinas, zeólitas com propriedades hidrofóbicas) e depois é removido dos poros do adsorvente por calor ou absorção gasosa (PITT Jr. et alii, 1983; SLAPACK et alii, 1987);

h) fermentação com sistema de duas fases líquidas: são obtidos misturando dois solventes imiscíveis. Os solventes são misturados em proporções adequadas e duas fases são formadas: a fase superior conterá 90% do álcool produzido, enquanto que a fase inferior conterá o concentrado de células somente 10% do álcool produzido. A fase superior pode ser liberada do álcool através da destilação e posteriormente retornada para o concentrado celular (fase inferior) (KÜHN, 1980);

i) fermentação acoplada a ultrafiltração: técnica usada na fermentação de produção do solvente acetobutílico para eliminação dos produtos inibidores. Este sistema pode, futuramente, ser usado na retirada do etanol do meio de fermentação (FERRAS et alii, 1986);

j) fermentação acoplada ao sistema de destilação flash na pressão atmosférica: ISHIDA & SHIMIZU (1996) estudaram a eliminação da inibição pelo produto por meio da fermentação em batelada repetida acoplada ao sistema de destilação flash a pressão atmosférica. Utilizaram modelagem matemática desenvolvida com base nos dados experimentais, otimizando o processo. Verificaram que o valor da produtividade do processo atingiu, no ponto ótimo, mais de quatro vezes o processo batelada repetida convencional;

l) fermentação acoplada ao sistema de destilação flash a vácuo: este processo é um melhoramento do processo sob vácuo, pois segundo LEE et al. (1981) três dos grandes problemas do processo sob vácuo são a dificuldade de adicionar o oxigênio no fermentador, manter condições estéreis e comprimir uma grande quantidade de CO₂. Com estas restrições, os pesquisadores propuseram o processo da fermentação a pressão atmosférica conectada com o flash a vácuo. MAIORELLA et al. (1983) estudando as alternativas econômicas para o processo de fermentação acoplada ao sistema de separação, verificaram que os processos que apresentaram menor custo para a produção de etanol foram o processo a vácuo e o de extração líquido-líquido. SILVA et al. (1997) e SILVA & MAUGERI FILHO (1997), em seus estudos de modelagem e simulação da fermentação alcoólica contínua extrativa, propuseram este sistema para minimização da inibição pelo produto;

m) processo BIORSTIL: sistema que utiliza-se de uma coluna de destilação para remoção contínua do etanol que está sendo formado no fermentador. A Alfa Laval da Tumba, Suécia, desenvolveu e patenteou o processo Biostil (RIBA & GOMA, 1981; TAYLOR et al., 1995). No Brasil, o processo foi introduzido pela Codistil. Este processo em funcionamento reduziu a produção de resíduo (vinhaça) em até dez vezes.

Nunca é demais enfatizar que o objetivo da operação de acoplar fermentação com sistema de recuperação é remover continuamente o produto inibidor enquanto é formado,

permitindo que a levedura possa utilizar completamente o substrato fermentescível e desta forma alcançar altos valores de produtividade e rendimento (QURESHI & MADDOX, 1995).

III.2.3 - Destilação

Um dos métodos de separação mais utilizados nas indústrias de processamento é a destilação. O fator termodinâmico de intensidade que possibilita a separação de duas ou mais espécies químicas por destilação é a volatilidade relativa, que está associada a diferenças de ponto de ebulição às mesmas pressões. Se não houver diferença nos pontos de ebulição, é absolutamente impossível separar-se por destilação. Esta condição é aplicável a qualquer sistema, simples ou complexo, azeotrópico ou não azeotrópico, ideal ou não ideal.

Da mesma forma que a fermentação, a destilação pode ser realizada em batelada ou em forma contínua. A destilação também pode classificar-se em função do número de componentes envolvidos : binária e multicomponente; em relação ao número de componentes: indefinido ou não identificado; em um único estágio (destilação “flash”) ou em múltiplos estágios (torre de pratos). A destilação pode realizar-se a altíssimos vácuos (destilação molecular), vácuos moderados (destilação a vácuo), a pressão ambiente e a pressões altas. Chamam-se de criogênicas as destilações realizadas à temperaturas do ar líquido e inferiores.

Na destilação azeotrópica a volatilidade relativa entre os componentes a serem separados é aumentada pela adição do “entrainer” que forma um azeótropo com um dos componentes. Como o processo envolve equilíbrio heterogêneo líquido-líquido geralmente um decantador-condensador é necessário.

O projeto e operação assim como a modelagem de processos de destilação azeotrópicos não são tarefas fáceis (WONG et al, 1991). A maioria dos problemas em simulação, projeto e análise em processos de destilação são as propriedades dos

componentes puros e da mistura. Para a definição de um problema, em termos de detalhes da mistura, uma lista de propriedades necessita ser calculada. O sistema especialista precisa de um modelo de separação termodinâmico de destilação para a simulação rigorosa das condições de separação (KRISTIC et al. 1994).

REMBERG et al. (1994) observaram que o projeto de controle do processo é um problema complexo em destilação porque este é um sistema multivariável não-linear. Engenheiros de controle e de processo, que trabalham com coluna de destilação, têm dificuldades em formar uma idéia global sobre este assunto. Os Sistemas Especialistas, na área de controle de processo em colunas, são vantajosos porque incluem experiências gerais práticas, regras vindas da literatura e fatores que validam o controle. Uma das vantagens dos Sistemas Especialistas nesta área é a formação de um banco de dados contendo informações sobre projetos de controle já realizados, rejeitados e projetos de seleção de estruturas de controle utilizando a experiência de engenheiros especialistas.

WONG et al. (1991) indicaram que a temperatura de entrada em uma coluna de destilação é muito sensível à manipulação da vazão de refluxo da fase aquosa.

CINGARA & JOVANOVIĆ (1990) fizeram algumas considerações na modelagem de uma coluna:

- Volatilidade relativa é constante ao longo da coluna e cada bandeja é ideal com 100% de eficiência;
- a equação de equilíbrio é linear;
- a alimentação é inserida na bandeja de alimentação como líquido saturado e sua composição é igual a da bandeja de alimentação;
- o condensador é total;

- "hold-up" de líquido em cada prato e mistura ideal;
- "hold-up" do vapor no sistema é pequeno;
- vazão de vapor e líquido na seção de retificação e enriquecimento são constantes.

a - Destilação azeotrópica e extrativa

Na destilação azeotrópica utiliza-se o agente separador ("entrainer") para romper o azeótropo ou aumentar a diferença entre os pontos de ebulição dos componentes de um sistema não azeotrópico. Agrega-se um agente separador que forma sistemas azeotrópicos binários ou ternários de ponto de ebulição menor que o do azeótropo original. O agente separador altera a volatilidade relativa dos constituintes da mistura original e distancia seu valor da unidade, permitindo que o ponto azeotrópico seja ultrapassado. O agente separador deve, em geral, dar origem a uma mistura azeotrópica ternária, de preferência heterogênea e a uma fase vapor em equilíbrio com duas fases líquidas, que é retirada pelo topo da coluna principal e separada em um decantador. No caso do etanol, é necessária a destilação da fase aquosa resultante numa coluna auxiliar, isto permite recuperar o etanol e o aditivo nela presentes, os quais retornam à coluna principal, juntamente com a fase orgânica retirada diretamente do decantador. Por meio do azeótropo ternário formado, o agente separador atua como agente de arraste: carrega para o topo da coluna a água e pequena parte do etanol alimentado na coluna, permitindo que o restante do etanol seja obtido, na forma anídrica, no fundo da coluna.

Segundo PHAM & DOHERTY (1990) os "entrainers" têm sido utilizados para separar misturas azeotrópicas em componentes puros desde o final do século. A primeira aplicação com sucesso foi descoberta por YOUNG (1902) que preparou álcool absoluto de uma mistura binária de etanol e água utilizando benzeno como "entrainer". Este processo foi modificado para processo contínuo e patenteado por KUBIERSCHKY em 1915.

A escolha do “entrainer” é baseado em um grande número de considerações que maximizam o lucro, observando-se a segurança e o meio ambiente. Ciclohexano segue bem esta premissa porque tem baixo custo, baixa toxicidade e disponibilidade (FURZER, 1994).

LAROCHE et al. (1992) estudaram os comportamentos inesperados na destilação azeotrópica. Um destes comportamentos é o fato de que em alguns casos, aumentando-se o refluxo, diminui-se a separação. Outra curiosidade é o fato de que em alguns casos aumentando-se o número de pratos, o refluxo interno aumenta.

A finalidade da destilação extrativa é a mesma que a da azeotrópica: há uma mistura binária de difícil ou impossível separação por destilação, é agregado um terceiro componente chamado solvente ou agente extrator. O solvente atua sobre a atividade e altera a volatilidade relativa, de tal maneira que permite sua separação por destilação. O solvente, por meio de suas interações moleculares preferenciais com um dos componentes da mistura, permite romper o azeótropo original sem formar qualquer outro ponto azeotrópico. A adição de etilenoglicol é capaz de eliminar o azeótropo água-etanol, permitindo obter álcool anidro como produto de topo da coluna principal e a mistura água-etilenoglicol como produto de fundo. O solvente é recuperado numa coluna auxiliar, podendo então retornar à coluna principal.

Em geral, procura-se escolher um agente de baixa volatilidade que não seja apreciavelmente vaporizado no fracionador, na maioria das vezes, os glicóis são os solventes mais adequados ao processo de destilação extrativa.

Na seleção de um agente extrator são desejáveis as seguintes características:

- alta seletividade, ou seja, grande capacidade de alteração do equilíbrio original com uso de pequenas quantidades de solvente;
- alta capacidade para dissolver os componentes da mistura;

- baixa volatilidade, para minimizar sua presença na fase vapor;
- recuperabilidade, deve ser facilmente separado da mistura e, em particular, não deve formar azeótropos com nenhum dos componentes a separar;
- baixos custos.

KNAPP & DOHERTY (1990) apresentaram os resultados de uma simulação de desidratação de etanol com benzeno. Mostraram dados comparativos de custos (TAC - custo do capital instalado + custos com utilidades) e consumo de energia para destilação extrativa e azeotrópica que estão apresentados na Tabela 2.

MEIRELLES et al. (1992) simularam a destilação extrativa de etanol-água utilizando como solvente etilenoglicol. Examinaram a concentração de alimentação, pureza do solvente e o número de pratos e concluíram que, por meio da destilação extrativa, pode-se conseguir etanol com alta pureza e com baixo consumo de energia em condições operacionais. MEIRELLES & TELIS (1994) estudaram o efeito da concentração de solvente no coeficiente de transferência de massa em uma coluna de destilação extrativa e apresentaram uma correlação específica para transferência de massa para o filme líquido.

BATISTA (1995) simulou uma coluna de destilação extrativa utilizando o método de NAPHTALI & SANDHOLM (1971) para a mistura etanol-água-etilenoglicol. Estudou o efeito da integração térmica SRV (“Secondary Reflux and Vaporization”) à destilação. A integração térmica consiste principalmente da transferência de calor da seção de enriquecimento para a seção de esgotamento, fazendo uso do gradiente de temperatura natural existente entre as duas seções.

BATISTA et. al. (1998) fizeram uma otimização do processo de destilação extrativa com integração térmica SRV (“Secondary Reflux and Vaporization”) para produção de

etanol utilizando o método de análise de superfície de resposta. Estudaram a variação de S/F e a pureza do etanol e o consumo de energia.

Tabela 2 : Processos de destilação para produção de etanol anidro (99,8 % mol)

	TAC (x 10 ⁶ \$/ano)	Consumo de energia (kJ/kg etanol)
Destilação extrativa com etilenoglicol. Alimentação pré aquecida	2,51	8,920
Destilação azeotrópica heterogênea com benzeno otimizada. Alimentação pré aquecida	2,05	10,380

* Alimentação : 4,2 % mol de etanol

* TAC - Custo total anual (Total annualized cost)

III.2.4 - Alguns Sistemas Especialista desenvolvidos

Inteligência artificial está sendo aplicada em diferentes áreas. A técnica mais utilizada nesta área é o desenvolvimento de Sistema Especialista. Recentemente, algumas aplicações de Sistemas Especialistas em automação, supervisão e projeto de unidades têm sido publicadas.

KARIM e HALME (citado por HITZMANN et. al., 1992) desenvolveram um Sistema Especialista para análise, diagnóstico de falhas, mau funcionamento e otimização "on line" de processos fermentativos. A principal função deste sistema é ajudar operadores

a melhorar as condições do processo fermentativo com mínimo de supervisão. SIIMES et al. (1992) desenvolveram um Sistema Especialista orientado para objeto para controlar uma planta de fermentação. Os principais elementos do sistema consistem 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 a tomarem decisões e implementar o controle em processos alimentícios. VINTER et. al. (1992) desenvolveram o Sistema Especialista "FERMEXPERT" para controle de processo fermentativo. A aquisição de dados é feita em tempo real "on-line" e "off-line". Existe um editor e uma biblioteca de equações para fermentação tipo batelada, batelada alimentada ("fed-batch") e contínua.

GUERREIRO et al. (1997) desenvolveram um protótipo de um Sistema Especialista para o "design" de unidades de fermentação alcoólica contínua que calcula as várias vazões do processo, volumes dos reatores, área de troca térmica dos trocadores de resfriamento dos reatores, o volume das cubas de tratamento, faixas ótimas de vários parâmetros operacionais do processo, número de centrífugas necessárias e a melhor geometria dos reatores.

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

LAPPOINT et al. (1989) apresentaram um protótipo de um Sistema Especialista chamado BIOEXPERT para controlar uma planta de tratamento de resíduos com aplicações em falhas, mau funcionamento e diagnóstico da planta. RECKNAGEL et. al. (1994) apresentaram 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.

BIRK & McAVOY (1990) apresentaram o sistema especialista DICODE (Sistema especialista para controle e “design” de colunas de destilação) e demonstraram uma metodologia de programação para criar um sistema especialista para a síntese e controle de processos em que um controlador é conectado à variável manipulada.

XIAO-DONG et. al. (1991) desenvolveram um Sistema Especialista para o “design” da síntese catalítica de álcool. Foi construída uma base de conhecimentos híbrida contendo dados numéricos e regras heurísticas.

MARTINEZ et. al. (1992) desenvolveram um Sistema Especialista para monitoração da extração de butadieno em tempo real. O mecanismo de organização e estrutura da base de conhecimento segue um estilo topo-fundo utilizando a técnica HAZOP (“HAZard e Operability analysis”) e FMEA (“Failure Mode e Effect Analysis”).

BIEKER & SIMMROCK (1994) desenvolveram o SOLPERT (“Solvent Selecting Expert System”) que seleciona o melhor solvente para a destilação extrativa ou azeotrópica. SOLPERT é parte de um sistema que distribui (coopera) tarefas a outros sistemas especialistas, que é chamado PROSYM (“Process Synthesis Manager”).

SCHEMBECKER et al. (1994) desenvolveram o REKPERT PLUS contendo o subsistema REKPERT (“Rectification Knowledge based Expert System”) e o HEATPERT (“Heat Integrating Expert System”) para gerar a melhor sequência integrada de destilação. Partindo de uma sequência proposta pela base do REKPERT ou de outros métodos, o sistema HEATPERT reduz o número de alternativas para o processo de destilação integrado e seleciona o melhor tipo e disposição de condensadores e “reboilers” observando também a melhor condição de operação.

KIM Y. J. & SIMMROCK K.H. (1997) desenvolveram o AZEOPERT, que é um sistema especialista para predição da formação de azeótropo entre os componentes de uma mistura. Descreveram o desenvolvimento da base de conhecimento e a implementação do sistema assim como a estratégia de representação do conhecimento, níveis de conhecimento e abstração, mecanismo de inferência, interface com usuário e o mecanismo de explicação.

III.2.5 - Conclusões

Por meio da revisão bibliográfica feita, mostrou-se alguns aspectos de cada unidade que ajudam a compreender o processo, suas variáveis e os fatores que mais influenciam na produção e no controle do processo. Alguns trabalhos mostram dados, parâmetros e coeficientes que ajudam a comparar os resultados obtidos e utilizados neste estudo.

Cada um dos três setores abordados : moagem, fermentação e destilação tem suas particularidades e são vitais para o processo. A produtividade do processo de produção de álcool depende de cada unidade que não são isoladas. Elas são dependentes entre si, portanto um Sistema Especialista englobando as três unidades irá ajudar no gerenciamento do processo. Mostrou-se vários trabalhos sobre Sistemas Especialistas e ficou evidente sua importância e utilização nos setores abordados neste trabalho e em áreas afins.

IV - MODELAGEM MATEMÁTICA, SIMULAÇÃO E METODOLOGIA

Este capítulo tem como objetivo apresentar a modelagem matemática utilizada, fazer uma breve descrição dos processos estudados assim como descrever a metodologia utilizada.

Para a simulação de um processo, é necessário um modelo matemático que possa reproduzir, o mais próximo possível, o comportamento do processo sob diversas condições. A modelagem matemática pode, basicamente, ser obtida por meio de modelos determinísticos e modelos probabilísticos. No modelo determinístico, a cinética do processo, fenômenos de transporte de massa, calor e quantidade de movimento constituem a base para a obtenção das equações do modelo. No caso do modelo probabilístico ou modelo estocástico é necessário a realização de vários experimentos e de posse dos dados, analisá-los estatisticamente. No modelo determinístico, cada variável e parâmetro assume um valor definido ou um conjunto de valores para uma série de condições, enquanto que no modelo probabilístico, o princípio da incerteza é introduzido nos valores de cada variável e parâmetro, podendo cada um possuir uma determinada probabilidade estatística (HIMMELBLAU & BISCHOFF, 1968). A grande vantagem do modelo determinístico é a não obrigatoriedade de experimentos extensivos e específicos, podendo, por meio de correlação de literatura ou dados obtidos em planta piloto ou laboratório, prever antecipadamente, o comportamento do processo. A principal utilização desta natureza de modelo está relacionada com a otimização de processos e a definição de políticas operacionais por meio de simulação extensiva, uma vez que os modelos determinísticos possuem uma boa capacidade preditiva.

IV.1 - Unidade de Moagem (Extração)

O tandem utilizado nas usinas geralmente contém 4 ou 6 ternos. A água de embebição é adicionada na entrada do último terno, o caldo extraído deste retorna para o posterior. Há um retorno dos caldos diluídos sucessivamente do último até o segundo

terno, sempre para o terno anterior. Na primeira moenda a extração é a seco (sem embebição). A Figura 5 apresenta um diagrama esquemático de um tandem com 4 ternos indicando a alimentação através do chute Donnelly, a embebição e o reciclo.

Como as diferenças de umidade do bagaço são muito pequenas, é interessante iniciar a embebição a partir da primeira moenda. A primeira moenda extrai a maior parte do caldo da cana, portanto, a embebição torna-se mais eficiente a partir do segundo terno. A quantidade de açúcar extraído quando é feita a embebição é muito superior a obtida sem adição de água porque a quantidade de caldo ainda no bagaço continua praticamente a mesma, porém, agora constituído pelo caldo diluído, em vez do caldo absoluto e, portanto, com um teor menor de açúcar.

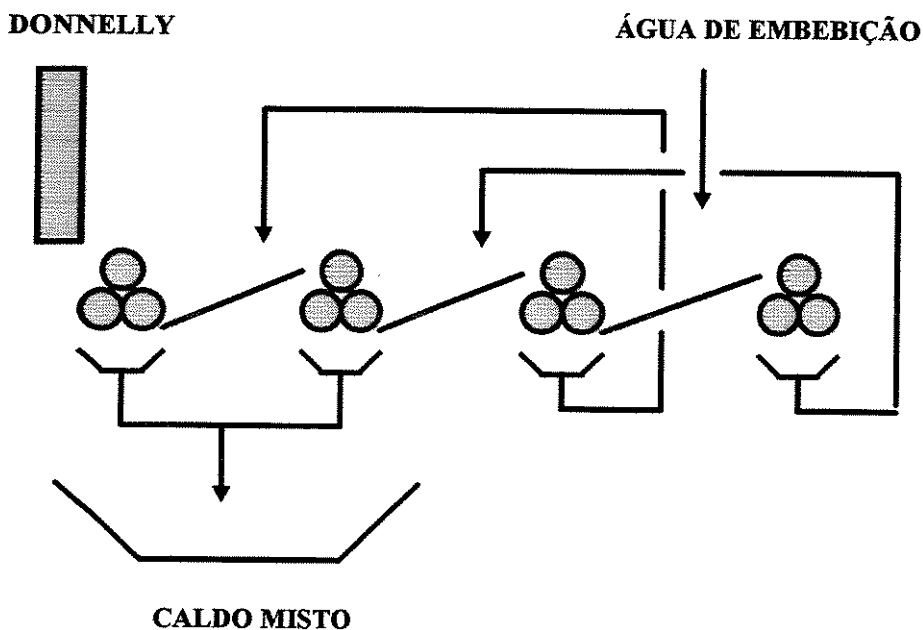


Figura 5 : Figura esquemática de um tandem com 4 ternos com embebição composta.

IV.1.1 - Modelagem do Processo de Extração

A simulação da operação de extração no tandem de moendas baseou-se na teoria desenvolvida na Austrália por Murry & Holt (1967). Esta permite prever o comportamento da extração em cada tandem, calculando a extração, todas as vazões de caldo e as concentrações associadas a cada vazão, fibra e umidade em cada terno.

O modelo é baseado em balanços de volume de caldo, bagaço, fibra, balanço de massa em cada terno e na embebição. As equações propostas são influenciadas pela reabsorção do caldo na saída de cada terno de moenda, pela não idealidade da distribuição dos sólidos e pela embebição.

Apresenta-se algumas definições importantes:

⇒ Extração de Brix

$$E_{Bn} = \frac{B_{Bn-1} - B_{Bn}}{B_{Bn-1}} \quad (1)$$

onde : B_{Bn} é a vazão mássica de sólidos do bagaço do tandem n (ton/h)

para a primeira moenda a equação (1) torna-se

$$E_{B1} = \frac{B_c - B_{B1}}{B_c} \quad (2)$$

onde : B_c é a vazão mássica de sólidos da cana (ton/h)

fazendo-se um balanço de brix em uma moenda tem-se:

$$B_{Bn-1} + B_{in} = B_{Bn} + B_{Jn} \quad (3)$$

onde : B_i - vazão mássica de sólidos na embebição (ton/h)

B_J - vazão mássica de sólidos do caldo extraído (ton/h)

utilizando-se as equações (1) e (3) vem:

$$E_{Bn} = \frac{B_{Jn} - B_{in}}{B_{Bn-1}} \quad (4)$$

Modificando a equação 4 tem-se:

$$E_{Bn} = 1 - \frac{B_{Bn}}{B_{Bn-1}} \quad (5)$$

que pode ser modificada para:

$$E_{Bn} = 1 - \frac{B_{Bn}^0 f_{Bn-1}}{B_{Bn-1}^0 f_{Bn}} \quad (6)$$

onde : f_B - fração de fibra no bagaço, em peso

O termo com o sobrescrito 0 indica graus brix.

⇒ Extração de caldo (E_J)

Para o primeiro terno é usual definir extração de caldo como:

$E_J = (\text{Vazão mássica do caldo na cana} - \text{Vazão mássica do caldo no bagaço}) / \text{Vazão mássica do caldo na cana}$

$$E_J = \frac{W_{Jc} - W_{JB}}{W_{Jc}} \quad (7)$$

⇒ Volume escrito (gerado)

$$V_E = W_0 L S \quad (8)$$

onde : V_E é o volume de um paralelepípedo cujos lados são:

W_0 - abertura de saída em trabalho (m)

L - comprimento do rolo (m)

S - velocidade linear (m/s)

⇒ Volume de fibra

$$V_f = \frac{f W_c}{d_f} \quad (9)$$

onde : W_c - vazão mássica de cana (ton/h)

d_f - densidade da fibra (ton/m³)

f - fração de fibra da cana, em peso

⇒ Coeficiente de Reabsorção (K)

Quando o bagaço passa pelo rolo, ocorre o fenômeno da reabsorção do caldo que é definido por:

$$K = \frac{V_B}{V_E} \quad (10)$$

onde : V_B - volume de bagaço (m^3/s)

⇒ Coeficiente de Preenchimento (C_F)

$$C_F = \frac{V_f}{V_E} \quad (11) \quad \text{ou}$$

$$C_F = \frac{fW_c}{d_f W_o L S} \quad (12)$$

A relação entre o coeficiente de preenchimento e reabsorção é

$$\left(\frac{K_n}{C_{F_n}} - 1 \right) = \frac{df}{d_{fBn}} \left(\frac{1}{f_{Bn}} - 1 \right) \quad (13)$$

Portanto, através da equação 12 e 13 pode-se calcular os coeficientes de preenchimento e reabsorção.

⇒ Abertura de saída em trabalho

$$W_o = \frac{9,5 \cdot C \cdot f}{S \cdot L \cdot f_b} \quad (14)$$

onde : C - Capacidade de moagem (ton/h)

⇒ Índice de embebição

O índice de embebição relaciona a quantidade de água adicionada na extração.

$$\lambda_n = \frac{W_{in}}{W_f} \quad (15)$$

onde : W_f - é a vazão mássica de fibra (ton/h)

W_i - é a vazão mássica de água de embebição (ton/h)

O índice de embebição pode ser calculado através das equações experimentais:

$$\text{Caldo absoluto extraído} = \frac{(100 - f) \text{ExtraçãoPol}}{100} \quad (16)$$

O caldo absoluto é o caldo extraído do primeiro terno onde não ocorre embebição.

$$\text{Caldo misto \% cana} = \frac{\text{caldo absoluto extraído} \times 0,97 \times \text{brix do caldo absoluto}}{\text{brix do caldo misto}} \quad (17)$$

O caldo misto é o caldo extraído do primeiro mais o segundo terno. No segundo terno ocorre a embebição (Figura 5).

$$\text{bagaço \% cana}_n = \frac{f}{f_{Bn}} \cdot 100 \quad (18)$$

$$\text{embebição \% cana}_n = \text{bagaço \% cana}_n + \text{caldo misto \% cana} - 100 \quad (19)$$

$$\lambda_n = \frac{\text{embebição \% cana}_n}{f} \quad (20)$$

⇒ Coeficiente de embebição (I)

$$E_{Bn}^r = I_n E_{Bn}^t \quad (21)$$

onde : E_{Bn}^t - extração teórica

E_{Bn}^r - extração real

As equações de extração de brix (1,2,4,5,6) também podem ser chamadas de extrações reais. Na equação 21 foi acrescentado o sobrescrito r para facilitar a diferenciação entre a extração real e teórica

A extração teórica é aquela onde ocorre a mistura perfeita do caldo de embebição (água) com o caldo contido no bagaço, esta é calculada para o mesmo fator de reabsorção.

$$E_{Bn}^t = 1 - \frac{B_{Bn}^t}{B_{Bn-1}} \quad (22)$$

O modelo resultante é constituído de 14 equações algébricas em cada terno de moenda, sendo a maior parte equações não lineares. O modelo é definido como um sistema de equações algébricas não lineares, resolvido pelo método híbrido de Powell, KAHANER et al. (1989) apresenta a descrição deste método. Foi desenvolvido um programa em linguagem Fortran para resolver o sistema de equações, sendo que o método híbrido de Powell é uma subrotina da biblioteca do Fortran. Em geral, o modelo necessita de informações da geometria do tandem, brix de embebição e fibra em cada terno.

As equações do modelo são :

1 - Extração teórica (E^t) no tandem n, que representa os sólidos (Brix) extraídos no caldo como porcentagem dos sólidos que entram no tandem com o bagaço n-1 e com a embebição, que é a mistura de caldo que recircula do tandem n+1.

$$E_{Bn}^t = \left[1 - \frac{1 + \frac{B_{in}^0}{B_{B_{n-1}}^0} \cdot f_B \lambda_n}{\frac{1}{f_{B_{n-1}}} \frac{d_f}{d_{B_{n-1}}} + \lambda_n \frac{d_f}{d_{in}} - 1} \left(\frac{K_n}{C_{Fn}} - 1 \right) \right] \quad (23)$$

2 - Densidade do bagaço (d_B) na saída de cada terno :

$$d_{B_{n-1}} = \frac{d_f C_{Fn-1} W_{B_{n-1}}}{K_{n-1} W_f} \quad (24)$$

3 - Extração real (E^r) do tandem n em função da extração teórica e do coeficiente de embebição:

$$E_{Bn}^r = I_n E_{Bn}^t \quad (25)$$

4 - Índice de embebição :

$$\lambda_n = \frac{W_{in}}{W_f} \quad (26)$$

5 - Sólidos totais extraídos no tandem n :

$$B_{Bn} = (1 - E_{Bn}^r) B_{B_{n-1}} \quad (27)$$

6 - Brix do caldo no bagaço na saída do tandem n (B_{JBn}^o) :

$$B_{JBn}^o = \frac{d_f B_{Bn}}{\left(\frac{K_n}{C_{Fn}} - 1 \right) d_{JBn} W_f} \quad (28)$$

7 - Correlação da densidade do caldo e Brix :

$$d_{JBn} = 0.004134B_{JB} + 0.996241 \quad (29)$$

8 - Vazão mássica de bagaço na saída de cada terno (W_{Bn}):

$$W_{Bn} = \left[\left(\frac{K_n}{C_{F_n}} - 1 \right) \frac{d_{JBn}}{d_f} + 1 \right] W_f \quad (30)$$

9 - Vazão mássica de caldo na saída de cada terno (W_{Jn}):

$$W_{Jn} = W_{B_{n-1}} - W_{Bn} + W_i \quad (31)$$

10 - Vazão mássica de sólidos no caldo na saída de cada terno (B_{Jn}):

$$B_{Jn} = B_{B_n} - B_{B_{n-1}} + B_i \quad (32)$$

11 - Brix do caldo na saída de cada terno (B_{Jn}^0) :

$$B_{Jn}^0 = \frac{B_{Jn}}{W_{Jn}} \quad (33)$$

12 - Fibra no bagaço na saída de cada terno (f_{Bn})

$$f_{Bn} = \left(\frac{W_f}{W_{Bn}} \right) \quad (34)$$

13 - Umidade no bagaço na saída de cada terno (h_n)

$$h_n = 100 - f_{Bn} - B_{Bn}^0 \quad (35)$$

14 - Brix no bagaço (B_{Bn}^0) :

$$B_{Bn}^0 = \frac{B_{Bn}}{W_{Bn}} \quad (36)$$

IV.1.2 - Materiais e métodos utilizados para coleta dos dados experimentais

Os dados experimentais da unidade de moagem (Apêndice A) foram coletados pelos funcionários do laboratório da destilaria Agropéu. Estes dados foram utilizados para o cálculo dos coeficientes de embebição, reabsorção e preenchimento. Através das equações 12 e 13 calcularam-se os coeficientes de preenchimento e reabsorção, e através das equações 6, 23 e 25, calcularam-se os coeficientes de embebição em cada terno.

Foram coletadas amostras de cana (de uma mesma variedade), caldo e bagaço em dez pontos do tandem. Em cada ponto de coleta havia uma pessoa e durante 10 minutos foram coletadas todas as amostras nos pontos. As amostras foram devidamente embaladas e levadas ao laboratório. As análises feitas nas amostras foram: brix, pol, umidade e fração de fibra. Nas análises foram utilizados refratômetro para medida do brix, sacarímetro para medida da pol e estufa com circulação de ar para medida da umidade e através de cálculo a fração de fibra.

Para medida dos Brix de embebição foram coletadas amostras do caldo que saiam do rolo de entrada e de saída (bica).

IV.2- Unidade de Fermentação

O processo de fermentação alcoólica contínua pode ser dividido em três partes principais:

- unidade de tratamento ácido;

- unidade de separação de célula de levedura;
- 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 razão 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 prato que trabalham a uma velocidade angular em torno de 8000 rpm. Estas separadoras recebem o vinho bruto contendo de 30 a 45g de células por litro de vinho e fornecem 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 delevedurado. Este é enviado ao tanque pulmão da unidade de destilação, também chamado de dorna volante.

A unidade de tratamento ácido é constituída de 3 ou 4 tanques, denominados cubas, equipados com sistemas de agitação. 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 melaço 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 no meio. De uma forma geral, não se adiciona nutrientes ao meio de alimentação (mosto).

IV.2.1 - 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, descritos por ANDRIETTA & MAUGERI FILHO (1994). Este modelo descreveu bem o comportamento do processo nas condições industriais brasileiras e sua forma algébrica é:

$$\mu = \mu_{max} \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^N \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^{M1} \left(\frac{S}{S + K_s}\right) \quad (37)$$

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 $P_{m\acute{a}x}$ em relação a temperatura:

- abaixo da temperatura crítica superior, $P_{m\acute{a}x}$ é constante e seu valor é igual ao correspondente a temperatura crítica superior; e

- acima da temperatura crítica superior, o valor de $P_{\text{máx}}$ decresce exponencialmente com o aumento da temperatura, segundo a equação (38).

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

$$P_{\text{MÁX}} = K_0 \cdot e^{-a \cdot T} \quad (38)$$

Ensaios 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).

$$\mu_{\text{MAX}} = A \cdot e^{\left(\frac{-E}{RgT}\right)} \quad (39)$$

IV.2.2 - 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 utilizados, 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
$\mu_{\max}$	0,41 l/h
$P_{\max}$	103 g/l
$X_{\max}$	100 g/l
N	3,0
M1	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 $\mu_{\max}$ com a temperatura estão contidas 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 livres.

Tabela 4: Valores das constantes da equação (38)

CONSTANTES	VALORES
K_o	895,6 g/l
a	-0,0676 °C ⁻¹

Tabela 5: Valores das constantes da equação (39)

CONSTANTES	VALORES
E	$1,54 \times 10^4$ cal/mol
A	$4,50 \times 10^{10}$

IV.2.3 - Modelagem do reator

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

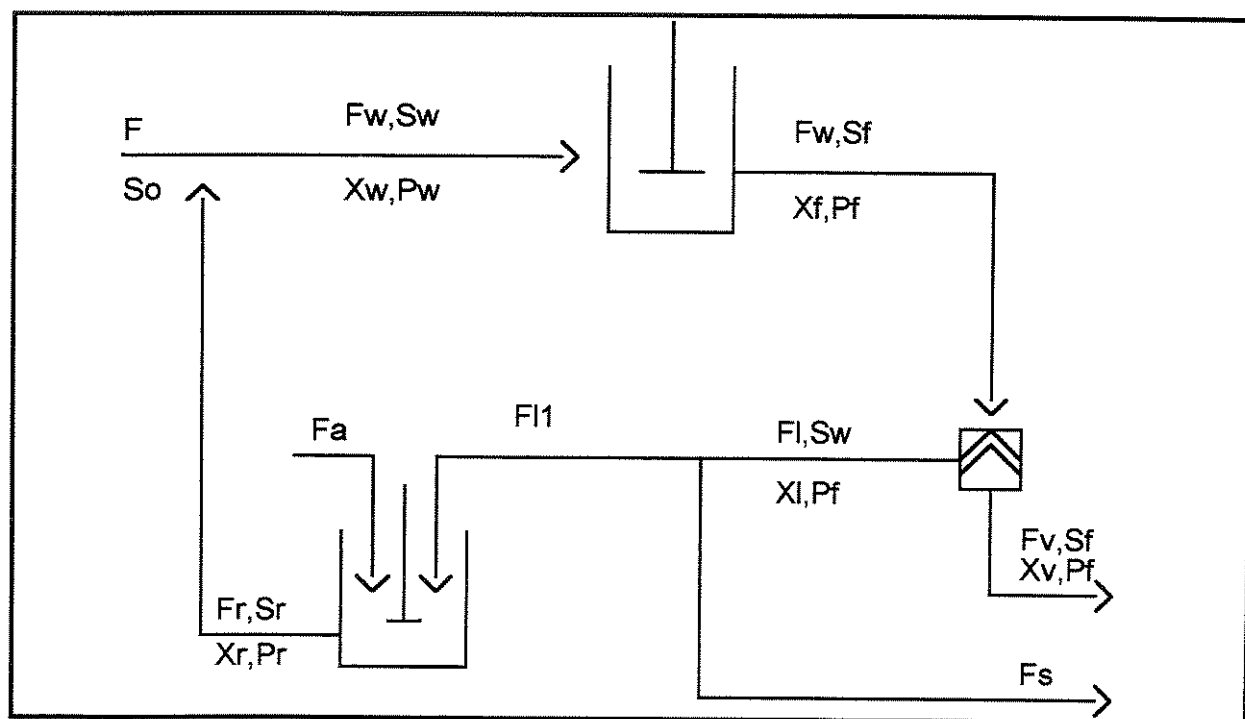


Figura 6: Fluxograma esquemático da unidade de fermentação com reatores de mistura

Podemos ter dois caminhos para 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) :

$$F_w = \frac{F}{(1-R)} \quad (40)$$

$$F_R = F_w - F \quad (41)$$

$$F_{11} = \frac{F_r \cdot X_r}{X_l} \quad (42)$$

$$F_a = F_r - F_{11} \quad (43)$$

$$F_v = F_w \cdot \frac{(X_L - X_F)}{(X_L - X_v)} \quad (44)$$

$$F_l = F_w - F_v \quad (45)$$

$$F_s = F_l - F_{11} \quad (46)$$

$$S_r = \frac{F_{11} \cdot S_f}{F_r} \quad (47)$$

$$S_w = \frac{(F_R \cdot S_r + F \cdot S_0)}{F_w} \quad (48)$$

$$P_r = \frac{F_{11} \cdot P_f}{F_r} \quad (49)$$

$$P_w = \frac{(F_r \cdot P_r)}{F_w} \quad (50)$$

(b) Considerando a produção de etanol :

$$F_v = \frac{P_d \cdot 0.79 \cdot 1000}{P_f \cdot 24} \quad (51)$$

$$F_l = \frac{F_v \cdot (X_f - X_v)}{(X_l - X_f)} \quad (52)$$

$$F_w = F_v + F_l \quad (53)$$

$$F_r = R \cdot F_w \quad (54)$$

$$F = F_w - F_r \quad (55)$$

$$F_{II} = \frac{F_r \cdot X_r}{X_l} \quad (56)$$

$$X_w = \frac{F_r \cdot X_r}{F_w} \quad (57)$$

$$S_w = \frac{(P_f - P_w) + Y_{P/S} \cdot S_f}{Y_{P/S}} \quad (58)$$

$$S_0 = \frac{F_w \cdot S_w - F_r \cdot S_r}{F} \quad (59)$$

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

Sabendo-se que:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (60)$$

$$Y_{x/s} = \frac{dX/dt}{dS/dt} \quad (61)$$

$$Y_{p/s} = \frac{dP/dt}{dS/dt} \quad (62)$$

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

$$V_R \cdot \frac{dX}{dt} = F_w \cdot X_w - F_w \cdot X_f + r_x \cdot V \quad (63)$$

no estado estacionário tem-se:

$$\frac{F_w}{V_R} = \mu \cdot \frac{X_f}{(X_f - X_w)} \quad (64)$$

substituindo a equação do modelo cinético (37) na equação (64), vem:

$$\frac{F_w}{V_R} = \mu_{\max} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n \cdot \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m \cdot \left(\frac{S}{S + K_s}\right) \cdot \left(\frac{X_f}{X_f - X_w}\right) \quad (65)$$

Considerando $Y_{p/s}$ constante para as condições de operação do reator, tem-se:

$$X_f = Y_{x/s} \cdot (S_w - S_f) + X_w \quad (66)$$

$$P_f = Y_{p/s} \cdot (S_w - S_f) + P_w \quad (67)$$

Com as equações (65), (66) e (67), 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.

IV.3 - Unidade de Destilação

Na Figura 7 apresenta-se um fluxograma esquemático de uma unidade de destilação. Ele é basicamente o utilizado para produção de etanol anidro por destilação azeotrópica utilizando-se benzeno como solvente. Foi feita uma adaptação deste processo para utilizar as mesmas colunas para fabricação de etanol anidro, só que por destilação extrativa. O número de estágios, equipamentos como resfriadores e trocadores também foram mantidos.

Foi utilizado o simulador Hyprotech's Process Simulator - HYSIM para as simulações na unidade de destilação. Algumas simplificações no processo foram necessárias para ajustar a unidade ao simulador e também tornar as simulações menos trabalhosas. As colunas A e B, que na prática são divididas em A - A' e B - B', foram consideradas como únicas e com número de estágios sendo a soma das colunas originais. A alimentação foi considerada como etanol e água e não há saídas laterais. Os condensadores em cada coluna foram considerados como sendo somente um (R, E, H e I). A seguir, será feita uma descrição do processo das colunas A e B conforme ocorre na prática, sem as simplificações feitas.

O vinho após pré-aquecimento no condensador E, passa pelo trocador K, atingindo sua máxima temperatura antes de entrar na secção intermediária da primeira coluna, chamada de coluna epuradora A1, cuja função é a de eliminar do vinho os produtos leves (de ponto de ebulição menor que o etanol), principalmente ésteres e aldeídos. A maior parte destes produtos, juntamente com certa quantidade de álcool e água, passam para a seção de concentração (concentradora de cabeças D) de onde são finalmente eliminados como álcool baixo ou álcool de segunda pelo último condensador R1. O condensador R é de

condensação parcial, enquanto que o R1 é de condensação total, deve ainda resfriar o álcool de segunda a ser retirado e permitir, por meio de dispositivo conveniente, a degasagem dos incondensáveis (CO_2 , SO_2 , etc.) dissolvidos no vinho.

O produto de fundo da coluna D, flegma no estado líquido, constituído essencialmente por água, álcool etílico, álcoois superiores (N-propanol, N-butanol, isobutanol e amílicos) e pequenas quantidades de aldeídos e ésteres não eliminados pela epuração, é então enviado para a coluna retificadora B/B1 entrando na altura da última bandeja da secção de esgotamento dessa coluna. Por outro lado, o vinho epurado chega à coluna A, essencialmente uma coluna de esgotamento de álcool, cujo produto de fundo, a vinhaça, deverá ter uma concentração máxima de etanol de 0,03 °GL, enquanto os vapores gerados nesta coluna, o flegma propriamente dito, constitui-se na alimentação principal da retificadora.

Conforme o fluxograma apresentado (Figura 7), a retificadora recebe o flegma no espaço vazio entre as duas secções da coluna, esgotando o etanol na região inferior e permitindo concentrá-lo até os valores especificados na sua secção superior, de onde se retira o álcool hidratado (coluna B).

Na coluna C, para o processo de destilação extrativa utilizando etilenoglicol como solvente, é alimentado etanol hidratado no prato intermediário da coluna e no topo da coluna é alimentado o etilenoglicol. Como produtos tem-se no topo da coluna C etanol praticamente puro e na base o etilenoglicol e água que serão separados na coluna de recuperação.

No processo simulado as corrente de álcool de segunda e óleo fusel não existem, a corrente de reposição de benzeno (benzol) pode ser trocada por etilenoglicol, sendo que as perdas de etilenoglicol são baixas e portanto, a reposição também é baixa. O decantador da coluna C, utilizado para separar as fases orgânica e aquosa da destilação azeotrópica, não é

necessário, sendo que, o etilenoglicol e a água estão no fundo da coluna e irão alimentar a coluna de recuperação.

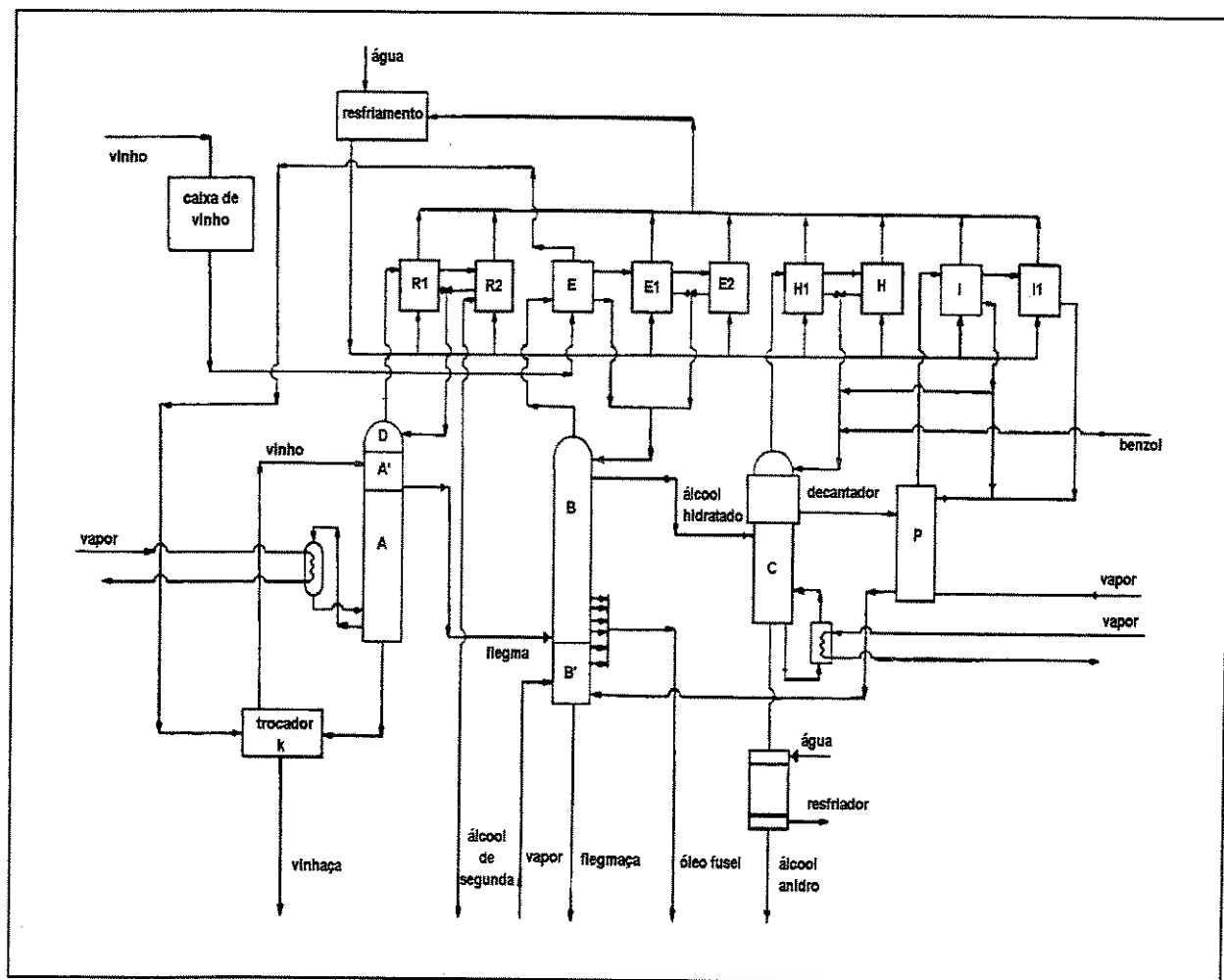


Figura 7 - Fluxograma básico de uma unidade de destilação azeotrópica para produção de álcool anidro, utilizando-se benzeno como solvente. Este fluxograma foi utilizado como referência no processo de destilação extrativa com etilenoglicol.

IV.3.1 - Equilíbrio de fases

Para a simulação de processos da destilação são requeridas propriedades de mistura. Para o cálculo da composição das fases em equilíbrio no processo de destilação, deve-se partir da condição de equilíbrio termodinâmico para cada componente j na mistura:

$$f_j^V = f_j^L \quad (68)$$

O coeficiente de fugacidade é dado por:

$$\phi_j = \frac{f_j^V}{y_j P} \quad (69)$$

e o coeficiente de atividade por:

$$\gamma_j = \frac{f_j^L}{x_j f_j^0} \quad (70)$$

onde f_j^0 é a fugacidade do líquido j puro à temperatura e pressão do sistema.

$$f_j^0 = P_{\text{vap}j} \phi_j^s \exp \int_{P_{\text{vap}j}}^P \frac{V_j^L}{RT} dP \quad (71)$$

modificando as equações vêm:

$$y_j P = \gamma_j x_j P_{\text{vap}j} F_j \quad (72)$$

$$F_j = \frac{\phi_j^s}{\phi_j} \exp \int_{P_{\text{vap}j}}^P \frac{V_j^L}{RT} dP \quad (73)$$

Para líquidos não associados e pressões não muito elevadas, ϕ_j^S é próximo da unidade. Em temperaturas muito abaixo da crítica, um líquido pode ser considerado incompressível. Nestes casos, o efeito da pressão na fugacidade da fase líquida não é muito grande, a menos que a pressão seja muito elevada ou a temperatura muito baixa.

Assim tem-se:

$$\phi_j y_j P = \gamma_j x_j P_{\text{vap}j} \quad (74)$$

A constante de equilíbrio é dada por:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j} = \frac{\gamma_j P_{\text{vap}j}}{\phi_j P} \quad (75)$$

Para uma solução ideal, a pressão parcial p^* de um constituinte a uma temperatura e pressão é dado pela lei de Raoult:

$$P_A^* = P_A x \quad (76)$$

$$P_B^* = P_B (1 - x) \quad (77)$$

Para a fase vapor ideal, tem-se:

$$P_t = P_A^* + P_B^* \quad (78)$$

A volatilidade relativa é definida por:

$$\alpha = \frac{P_A}{P_B} \quad (79)$$

- Fase Vapor

Para descrever o comportamento da fase vapor que não segue a lei dos gases ideais existem várias equações. A equação do Virial, truncada no segundo termo, é um método simples, mas exato a moderadas densidades para a predição do equilíbrio Líquido-Vapor. A forma mais usual da equação do Virial é:

$$Z = \frac{PV}{R_g T} = 1 + \frac{BP}{R_g T} \quad (80)$$

onde:

$$B = \sum_{i=1}^M \sum_{j=1}^M y_i y_j B_{ij}(T) \quad (81)$$

assim, o coeficiente de fugacidade é dado por:

$$\ln \phi_i = \left(2 \sum_{j=1}^M y_j B_{ij} - B \right) \frac{P}{R_g T} \quad (82)$$

- Fase Líquida

O excesso de energia livre de Gibbs $\underline{G}^{ex}$ para misturas multicomponentes e o coeficiente de atividade dos componentes estão relacionados pelas equações:

$$G^{ex} = RT \left(\sum_{j=1}^M n_j \ln \gamma_j \right) \quad (83)$$

$$RT \ln \gamma_j = \left(\frac{\partial G^{ex}}{\partial n_j} \right)_{T,P,n_j} \quad (84)$$

Várias equações têm sido propostas para relacionar G^{ex} com a composição da mistura. Todas as expressões contém parâmetros ajustáveis aos dados experimentais e permitem o cálculo do coeficiente de atividade em função da composição da mistura. Os principais modelos são as equações NRTL, Wilson e UNIQUAC, que permitem a extensão dos parâmetros, obtidos pelo ajuste dos modelos, a sistemas binários para o cálculo do equilíbrio líquido-vapor em sistemas multicomponentes contendo os mesmos constituintes.

O modelo UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) proposto por ABRAMS & PRAUSNITZ (citado por REID, 1989), utilizando-se da generalização, para moléculas de forma e tamanho diferentes, da teoria “quasi-chemical” de GUGGENHEIM (citado por WALAS, 1985). No modelo, a energia livre de Gibbs em excesso é composta de duas partes:

⇒ a parte combinatorial (γ_j^C), que é devido às diferenças no tamanho e forma das moléculas;

⇒ a parte residual (γ_j^R), que é devido às interações energéticas.

Este modelo pode ser expresso pela equação:

$$\ln \gamma_j = \ln \gamma_j^C + \ln \gamma_j^R \quad (85)$$

Na modelagem do processo de destilação, as equações diferenciais são resultantes de balanço de massa e energia, enquanto que as equações algébricas são vindas de relações do equilíbrio termodinâmico, balanço de massa, energia e da geometria do equipamento (BERBER & BROSILOW, 1993).

SKOVBORG & MICHELSEN (1992) apresentaram um algoritmo para a destilação e também as equações que descrevem o processo:

- balanço de massa

$$\begin{aligned}
 l_{n,j} \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n} \right) + v_{n,j} \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n} \right) - l_{n+1,j} - v_{n+1,j} - f_{n,j} &= 0 \\
 n &= 1, \dots, NST \\
 j &= 1, \dots, NC
 \end{aligned} \tag{86}$$

- relação de equilíbrio

$$\begin{aligned}
 v_{n,j} - \frac{l_{n,j}}{L_n} V_n K_{n,j} &= 0 \\
 n &= 1, \dots, NST \\
 j &= 1, \dots, NC
 \end{aligned} \tag{87}$$

onde: $K_{n,j}$ - constante equilíbrio para o componente j no estágio n

-balanço de entalpia

$$\begin{aligned}
 L_n H_n^L \left(1 + \frac{S_n^L}{L_n} \right) + V_n H_n^V \left(1 + \frac{S_n^V}{V_n} \right) - L_{n+1} H_{n+1}^L - V_{n+1} H_{n+1}^V - F_n H_n^F - Q_n &= 0 \\
 V_n &= \sum_{j=1}^{NC} v_{n,j} \\
 L_n &= \sum_{j=1}^{NC} l_{n,j} \\
 n &= 1, \dots, NST
 \end{aligned} \tag{88}$$

onde : NST é o número de estágios

NC é o número de componentes

$f_{n,j}$ - vazão do componente j na alimentação no estágio n (kmol/h ou kg/h)

$l_{n,j}$ - vazão do componente j na corrente líquida do estágio n

$v_{n,j}$ - vazão do componente j na corrente vapor do estágio n

S_n^V - vazão da corrente vapor do estágio n

S_n^L - vazão da corrente líquida do estágio n

L_n - vazão total de líquido do estágio n

V_n - vazão total de vapor do estágio n

Na simulação da coluna de destilação, as seguintes especificações foram convencionalmente usadas para resolver as equações:

- número de estágios
- quantidade, composição, e localização das correntes de alimentação
- pressão na coluna
- vazão de destilado ou vazão de componente, composição de um componente no fundo ou topo da coluna
- refluxo

IV.4 - Conclusões

Este capítulo apresentou a modelagem matemática utilizada nas unidades de moagem e fermentação. Os modelos matemáticos desenvolvidos servem para a simulação destas unidades e são partes essenciais no sistema desenvolvido. Na unidade de destilação utilizou-se o simulador comercial Hysim.

Procurou-se englobar na modelagem as principais variáveis do processo e aquelas que são críticas na produtividade de uma usina como fibra da cana, água de embebição, taxa de reciclo etc. Foram escolhidas equações e modelos que representam da melhor forma possível o processo real.

V - DESENVOLVIMENTO E IMPLEMENTAÇÃO DO SISTEMA ESPECIALISTA

Este capítulo tem como objetivo descrever o processo de construção do Sistema Especialista, apresentando sua arquitetura, conceitos básicos e telas de ajuda apresentadas ao usuário com os gráficos construídos de simulações dos processos. O sistema foi desenvolvido utilizando a shell NEXPERT da Neuron Data.

Este capítulo abrange o aprendizado e reconhecimento do Nexpert, regras, objetos, conceitos e arquitetura. O software está há vários anos no mercado e está sendo utilizado em diversas áreas. Em muitos casos, a resposta é dada em tempo real. Ele incorpora técnicas de programa orientado para objeto.

V.1- Arquitetura geral do Sistema Especialista

A Figura 8 apresenta a arquitetura do Sistema Especialista, mostrando a interface com o usuário e a interface com o DOS. O usuário utiliza o programa por meio das telas que lhe são apresentadas na execução do sistema, nestas telas são feitas perguntas de opções de entrada (exemplo : número de terno de moendas, tipo de mosto, produção de álcool anidro ou hidratado, etc). Estes dados de entrada são enviados à base de conhecimento onde estão as regras da base. Existe também os programas executáveis que simulam as unidades e enviam os resultados das simulações à base de conhecimento. As regras são manipuladas pelo mecanismo de inferência.

O “NEXPERT OBJECT” é constituído pelo mecanismo de inferência e é a ferramenta de desenvolvimento. O “OPEN INTERFACE ELEMENTS” cria a interface gráfica com o usuário. A interface entre os dois programas é feito pelo “SMART ELEMENTS” que faz a ligação entre os dois programas.

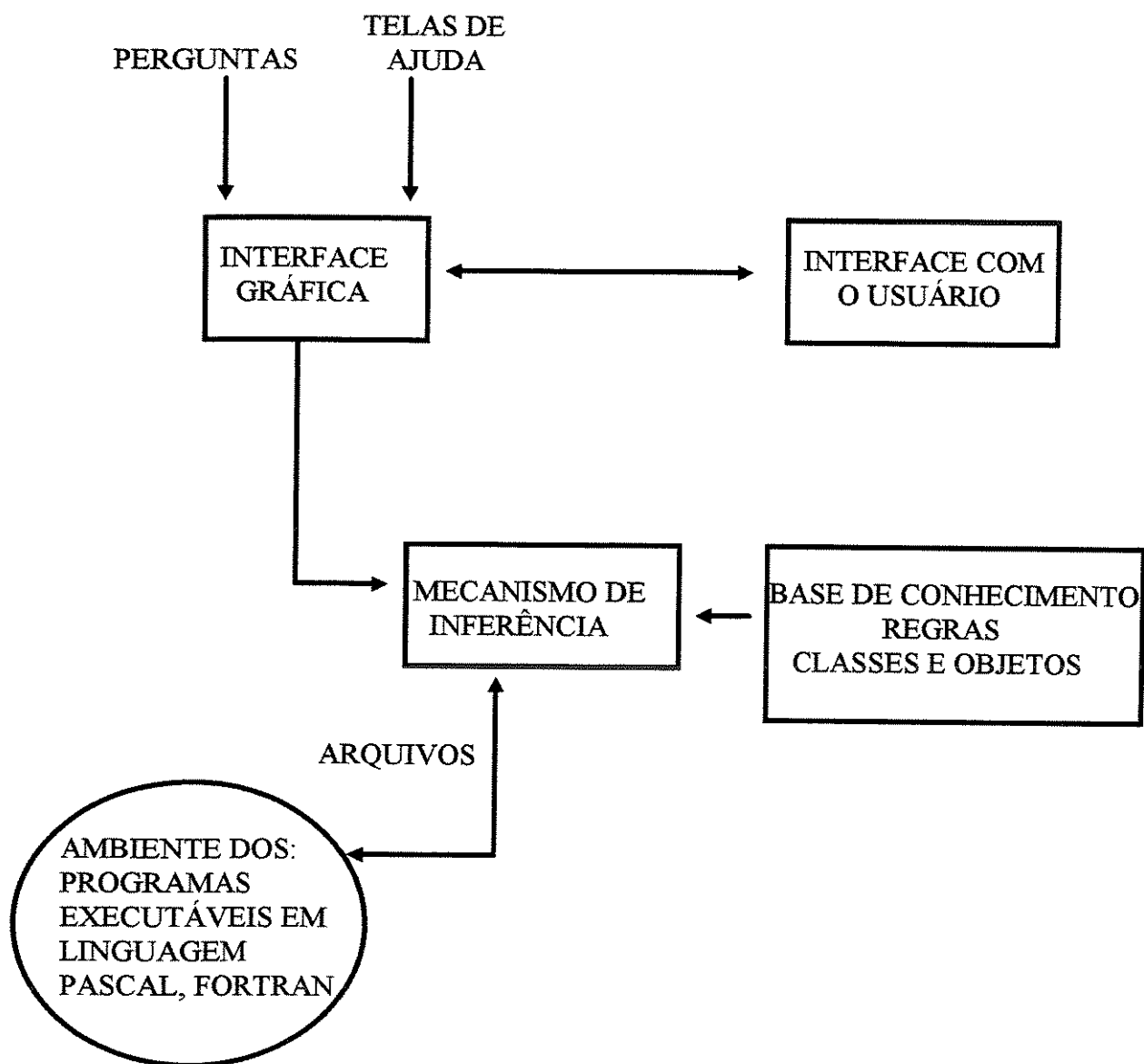


Figura 8 : Arquitetura Geral do Sistema Especialista

O Sistema Especialista desenvolvido é controlado pelo mecanismo de inferência que o mantém no caminho para a solução do problema. O mecanismo de inferência trabalha com a base de conhecimento que é organizada através de classes, sub-classes, objetos e regras. A representação das classes e das sub-classes no Nexpert é orientada a objetos. Ainda existe

nele o conceito de modelagem orientada a objetos: classes, objetos, atributos, hierarquia, especialização e instanciação.

A informação descritiva é expressa em membros de classes e seus relacionamentos armazenados na base de conhecimento. Por exemplo, na classe “veículos” tem-se a posse de certas características desta classe como : preço, cor, etc. e pode-se ter também as sub-classes : “Caminhões”, “Carros”, etc. Os membros de uma classe são seus objetos e são chamados de “ instâncias de uma classe”. Por exemplo, “Meu_Carro” ou “Seu-Carro” são objetos da classe “Carros”. As características de uma classe são passadas aos objetos por meio de um mecanismo de herança.

A conclusão de uma ou mais regras no Nexpert é uma hipótese. O mecanismo de inferência tenta concluir com um valor booleano as hipóteses através da avaliação do processo. Na avaliação, pode-se ter como resposta “True”, “False”, “Notknown” ou “Unknown”.

O formato de uma regra no Nexpert é expressa como:

if...then...and do...

onde :

⇒ “if” representa as condições

⇒ “then” representa a hipótese;

⇒ “and do”; “else do” representa as ações da regra.

As regras em Nexpert foram utilizadas para desenvolver a base de conhecimento, trabalhar com o conhecimento adquirido e para chegar às conclusões do sistema. As regras permitem manusear classes, sub-classes e objetos definidos.

Através da interface com o usuário é feita a comunicação do sistema com o exterior (usuário) e é adquirido o conhecimento necessário para chegar às conclusões. Na interface são feitas perguntas ao usuário que fornecem dados específicos ao sistema. Em cada pergunta existe uma explicação que auxilia o usuário na tomada da decisão, como também faz uma introdução à equipamentos, operações e parâmetros apresentados. Em muitas explicações existe um gráfico que foi obtido através de simulações prévias mostrando a influência de parâmetros específicos no processo.

Para chegar às respostas do sistema, este utiliza-se de programas que simulam o processo, estes foram desenvolvidos em ambiente DOS. Existem programas desenvolvidos em Pascal na unidade de fermentação e programas em Fortran na unidade de moagem. Quando é necessário executar um programa, o Nexpert, por meio de uma regra e de um comando específico (EXECUTE), executa o programa no ambiente DOS. O sistema continua percorrendo suas regras e quando terminada a execução do programa no ambiente DOS, ele retorna ao sistema. O Nexpert gera arquivos com dados de entrada que serão lidos pelos programas de simulação e estes geram arquivos com as respostas das simulações que serão lidos pelo Nexpert.

A interface gráfica é uma ponte entre o usuário e o mecanismo de inferência. A interface com o usuário é desenvolvida através de janelas, ícones, botões, figuras, etc. Pode-se dizer que a interface gráfica é a “roupa” do sistema, isto é, a forma com que ela é vista pelo usuário. No apêndice D mostram-se algumas janelas que são apresentadas ao usuário em uma consulta ao Sistema Especialista.

V.2 - A Base de Conhecimento

Foram construídas três bases de conhecimento no sistema : moagem com 32 regras, fermentação com 24 regras e destilação com 105 regras. Nas Figuras 9 e 10 é apresentado o editor de regras do Nexpert, onde aparecem alguns comandos utilizados. Cada regra da base de conhecimento tem funções e comandos específicos e foram construídas no editor de regras. Na Figura 9 tem-se que : “read_dados” é a hipótese da regra “r_20”, “FERM.KB” é o nome da base de conhecimento e do lado esquerdo da Figura, são mostrados os comandos utilizados no “IF” da regra. Para esta hipótese ser verdadeira todos os comandos utilizados no “IF” devem ser verdadeiros. As regras podem ser verdadeiras, falsas ou indeterminadas. Geralmente, as regras utilizam objetos que são associados a propriedades, que por sua vez são associados a uma pergunta que é feita ao usuário.

Na Figura 11 é apresentado o ambiente de trabalho das regras. Nele são mostrados algumas regras e suas relações. Quando é feita uma inferência à uma regra nesta é colocado o valor verdadeiro, falso ou desconhecido. Como exemplo do fluxo da inferência na base de conhecimento, apresenta-se a hipótese “NUM.MO?”. Quando o Nexpert infere este objeto, o mecanismo de inferência faz a interface com o “Open Interface” e então, é mostrada ao usuário a pergunta: “Qual é o número de moendas desejado (4 ou 6)?”. Quando é obtida a resposta da pergunta, o sistema passa à próxima etapa; ele verifica as regras onde tenha o objeto “NMO” de valor igual a 4 (para a situação da resposta à pergunta ser 4). No Nexpert, existem critérios de prioridades para a inferência das regras. Por exemplo, na regra “R_CO4?” (primeira regra que aparece na Figura 11) primeiro é inferido o objeto “NMO” e depois o objeto “coefic”, o qual quando inferido, é apresentado ao usuário a pergunta: “Os coeficiente de preenchimento, reabsorção e embebição são conhecidos?”. Caso a resposta da pergunta seja “nao”, a hipótese da regra é verdadeira e então caminha-se a outra regra da base de conhecimento. O sistema permanece inferindo as regras até que todas as regras tenham um valor (resposta).

Quando todos os dados de entrada forem conhecidos, seguindo a trilha de inferência, o Nexpert gera um arquivo contendo estes dados. O sistema irá acionar uma regra que executa o programa onde é feita a simulação da unidade. Existe uma regra onde são atribuídos aos objetos os valores das respectivas respostas das simulações, que são mostrados ao usuário.

O Nexpert trabalha com objetos. Em cada parâmetro utilizado é, automaticamente, criado um objeto associado a este. Em cada objeto pode existir um “value” associado. Podemos também criar previamente um objeto e trabalhar com este nas regras e no desenvolvimento do sistema. Na Figura 12, apresenta-se uma tela de trabalho de objetos, onde são mostrados os objetos “flow”, “p_dat”, “restra” e “tratm” associados aos seus valores.

As Figuras 13, 14, 15 apresentam telas onde tem-se uma visão geral de todas as regras das bases de conhecimento. Nestas figuras, pode-se perceber o fluxo de inferência no Nexpert. O início da inferência começa à direita na tela e as opções vão se abrindo da direita para a esquerda, à esquerda da tela tem-se o final da inferência. Estas figuras mostram todas as regras e a estrutura de como elas foram montadas. Como o número de regras é muito grande podemos selecionar regras específicas através da mudança da posição do cursor. O quadrado amarelo que aparece nas Figuras 13,14 e 15 especifica um número específico de regras. A Figura 11 mostra um pedaço específico da base de conhecimento moagem selecionado através do cursor na tela “Rule Overview”.

Rule Editor

File Edit Expert Browsers Reports Windows Rule

Rule

If

	=	NMO	4
	=	coelic	"nao"
Yes		Ent_dados	

➔

KB

Actions

Then

Do			

Else

Do			

Comments

Why

Inf. Priority Num.

Inf. Priority Slot

a-b
c-d
e-f
g-h
i-l
k-l
m-n
o-p
q-r
s-t
u-v
w-x
y-z

Figura 10 - Editor de regras no Nexpert mostrando uma regra da base de conhecimento moagem. São mostrados alguns comandos que estão no “If” da regra, “NUM.MO” é a hipótese da regra “R_COEF4”.

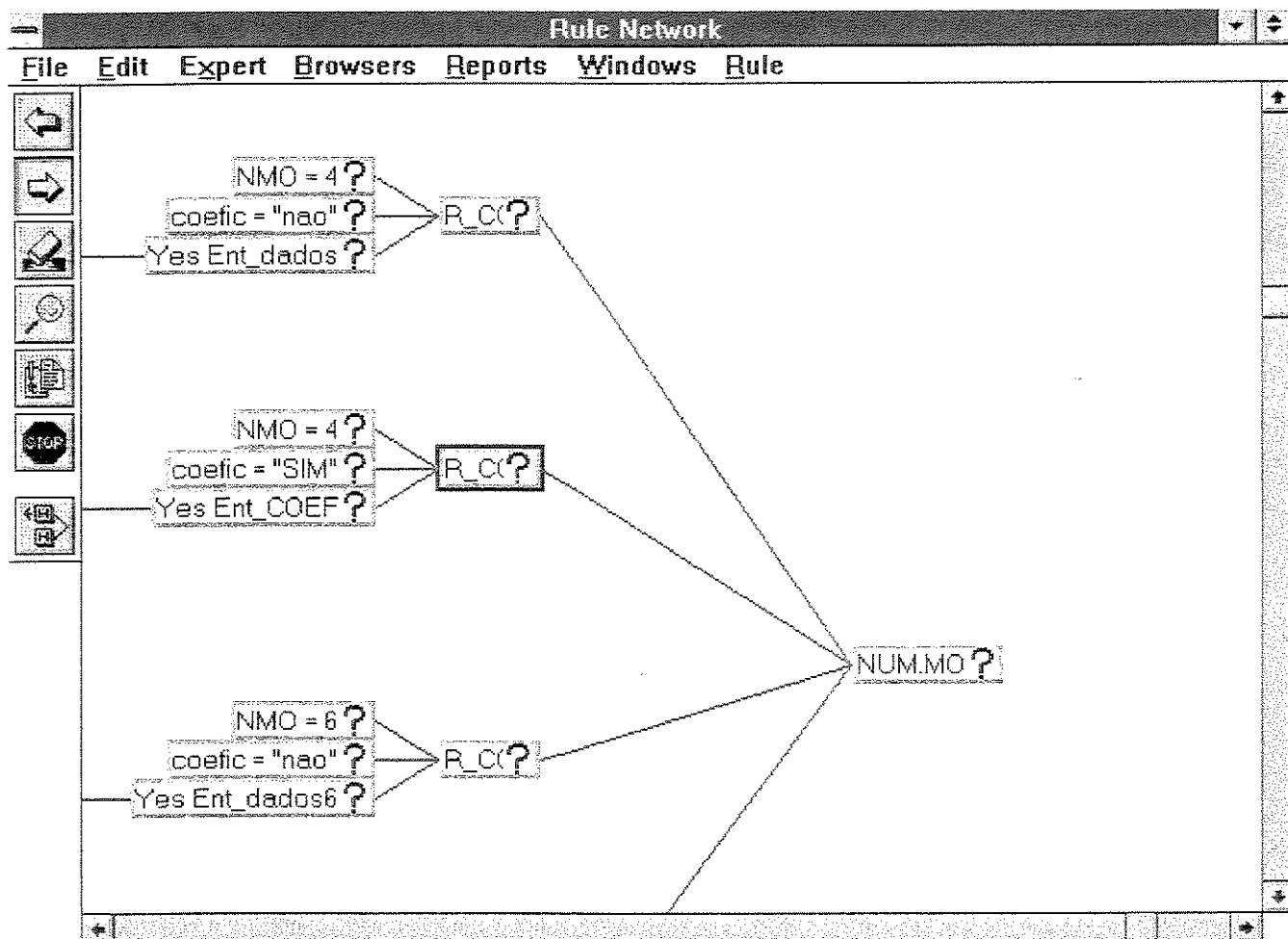


Figura 11 - Ambiente de trabalho de regras. São apresentadas as regras “R_COEF4”, “R_COEF3” e “R_COEF6”(primeira, segunda e terceira regras que aparecem do lado esquerdo da Figura), e a sua hipótese que é “NUM.MO”. Na regra “R_COEF4”, é perguntado ao usuário o número de ternos de moendas necessário (objeto “NMO”) e se os coeficientes de reabsorção, preenchimento e embebição são conhecidos (objeto “coefic”).

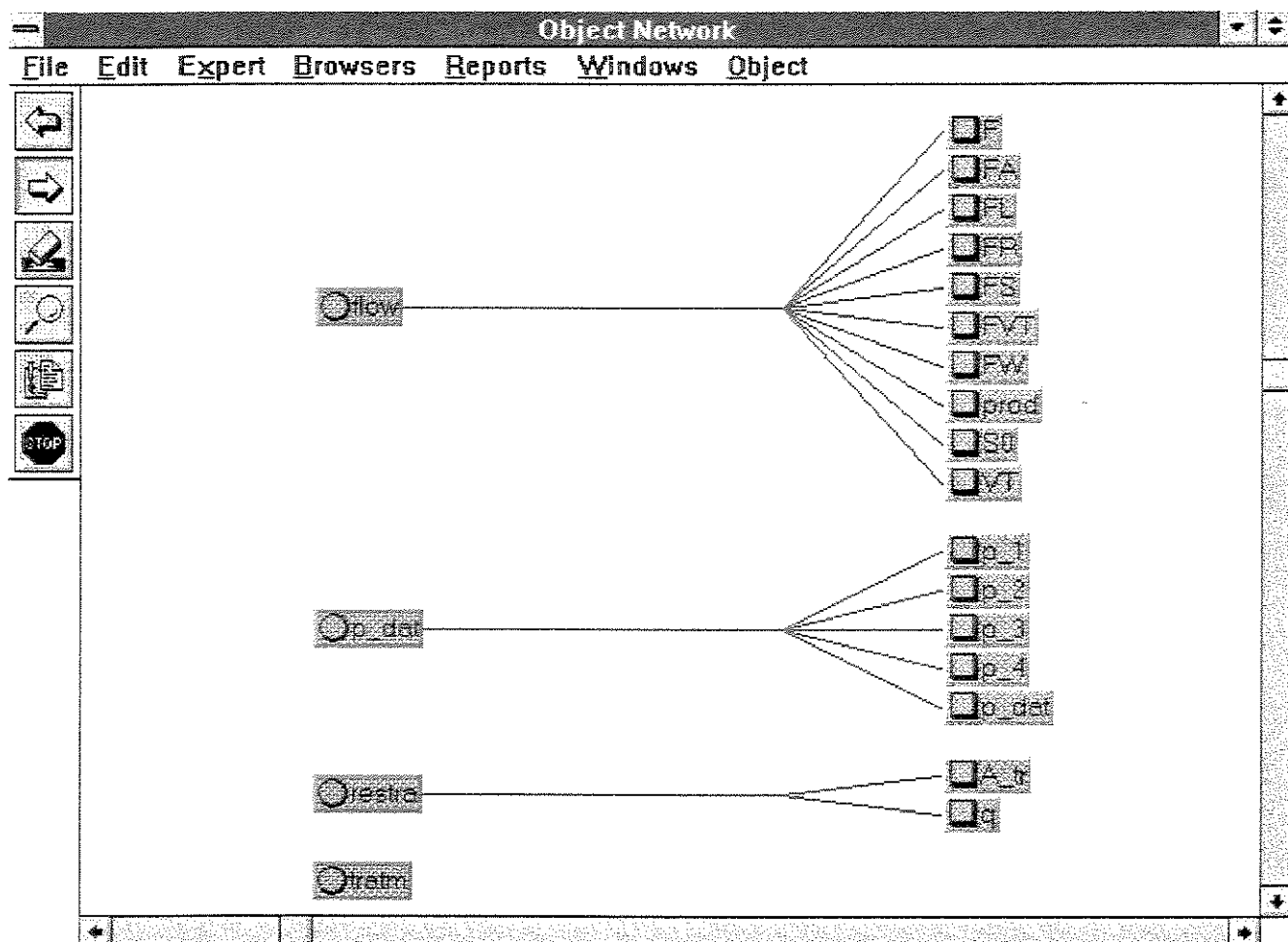


Figura 12. Ambiente de trabalho de objetos. São apresentados os objetos “flow”, “p_dat”, “restra” e “tratm”, com suas respectivas propriedades.

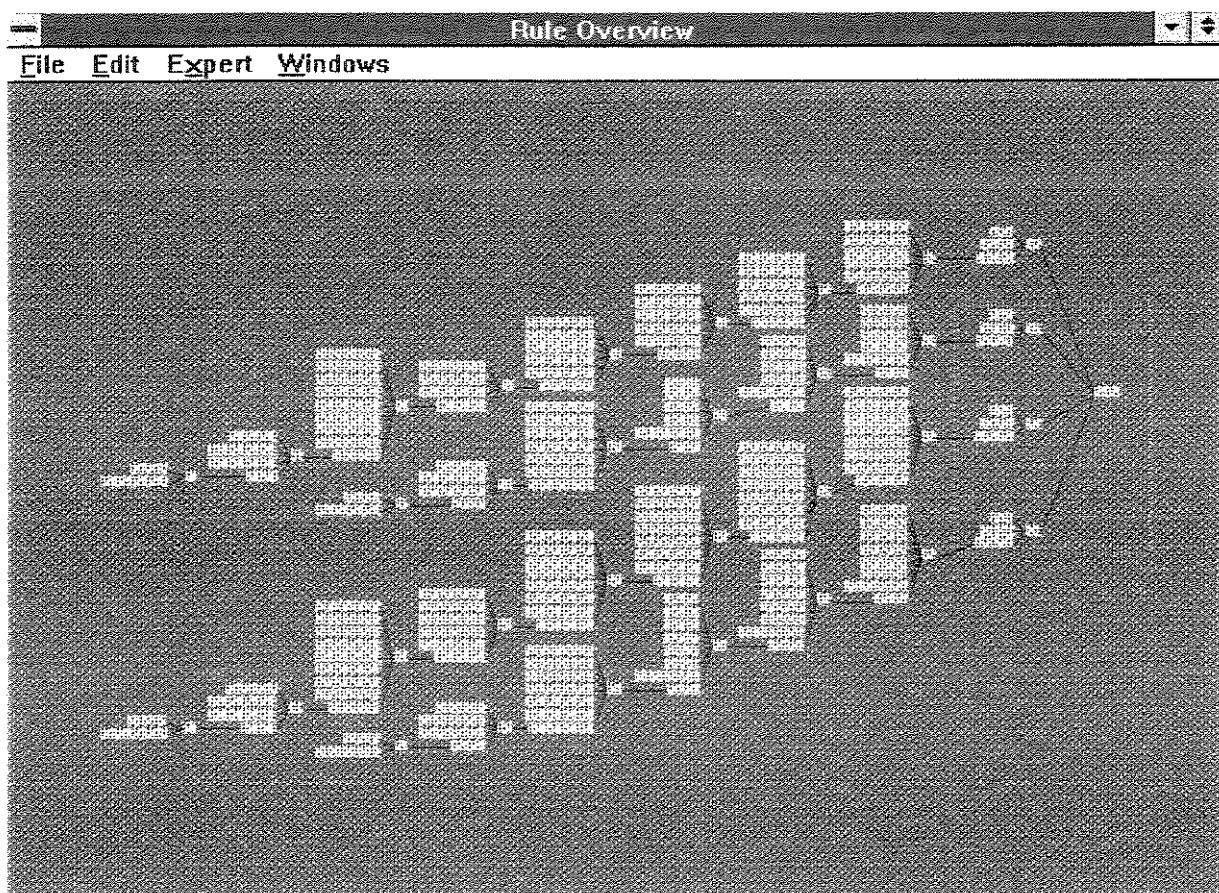


Figura 13 : Visão geral de todas as regras da base de conhecimento moagem. O fluxo de inferência é feito da direita para a esquerda, sendo que as questões iniciais feitas ao usuário estão no início da inferência no lado direito e o final da inferência, com os resultados das simulações, no final do lado esquerdo da figura. O quadrado amarelo, que aparece no início, seleciona um pedaço específico de conhecimento que, neste caso, é mostrado na Figura 11.

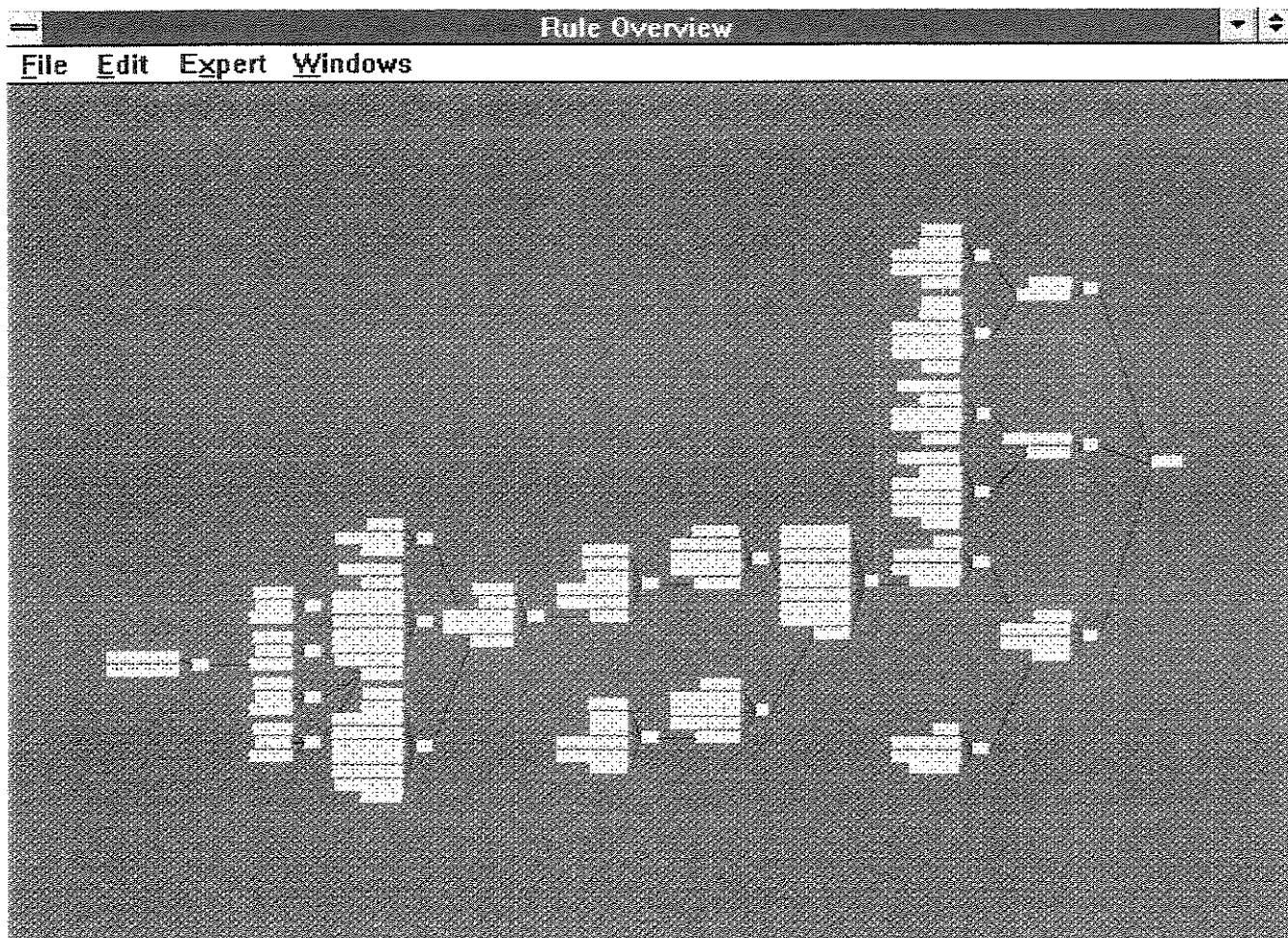


Figura 14 : Visão geral de todas as regras da base de conhecimento fermentação. O fluxo de inferência é feito da direita para a esquerda, sendo que as questões iniciais feitas ao usuário estão no início da inferência no lado direito e o final da inferência, com os resultados das simulações, no final do lado esquerdo da figura. O quadrado amarelo, que aparece no início, seleciona um pedaço específico de conhecimento.

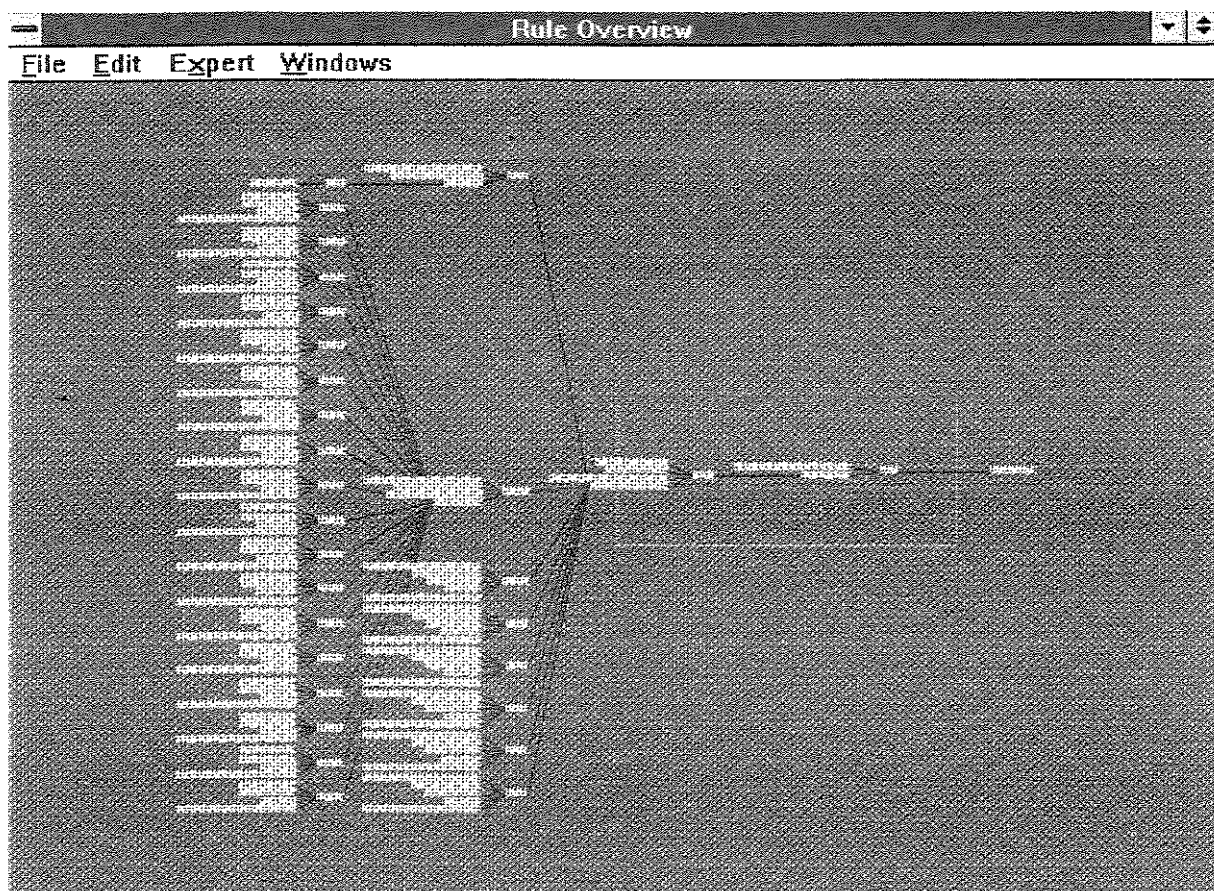


Figura 15 : Visão geral de todas as regras da base de conhecimento destilação. O fluxo de inferência é feito da direita para a esquerda, sendo que as questões iniciais feitas ao usuário estão no início da inferência no lado direito e o final da inferência, com os resultados das simulações, no final do lado esquerdo da figura. O quadrado amarelo, que aparece no início, seleciona um pedaço específico de conhecimento.

V.2.1 - Moagem

Esta unidade constitui uma base de conhecimento do sistema denominada moagem. Esta base foi desenvolvida a partir de perguntas que são feitas ao usuário em uma consulta ao Sistema Especialista. Estas perguntas são necessárias para direcionar a inferência e para atribuir valores a parâmetros que são necessários à simulação. A Figura 16 exibe as questões que são feitas ao usuário, na forma e sequência que apresentam-se em uma consulta ao sistema.

Quando é feita uma consulta ao Sistema Especialista, este faz perguntas ao usuário. Em cada questão é apresentada uma tela explicativa contendo informações sobre o processo. Muitas vezes, estas telas contém gráficos obtidos de simulações. As informações contidas nas telas de explicações foram obtidas de especialistas e bibliografias do setor e também são mostradas algumas conclusões que foram obtidas por meio das simulações realizadas neste projeto.

As telas explicativas do sistema têm o intuito de auxiliar o usuário na tomada de decisão e na compreensão do processo, ou de uma variável ou parâmetro que irá ser utilizado na simulação. Quando é feita uma consulta ao sistema, primeiramente, é feita introdução à unidade de moagem e depois começa a inferência à base de conhecimento. A seguir, são mostradas a introdução e os textos com as explicações exatamente como são mostrados ao usuário em uma inferência ao sistema.

A seguir, são mostradas as perguntas feitas ao usuário (Figura 16) e as telas de explicações com seus respectivos gráficos.

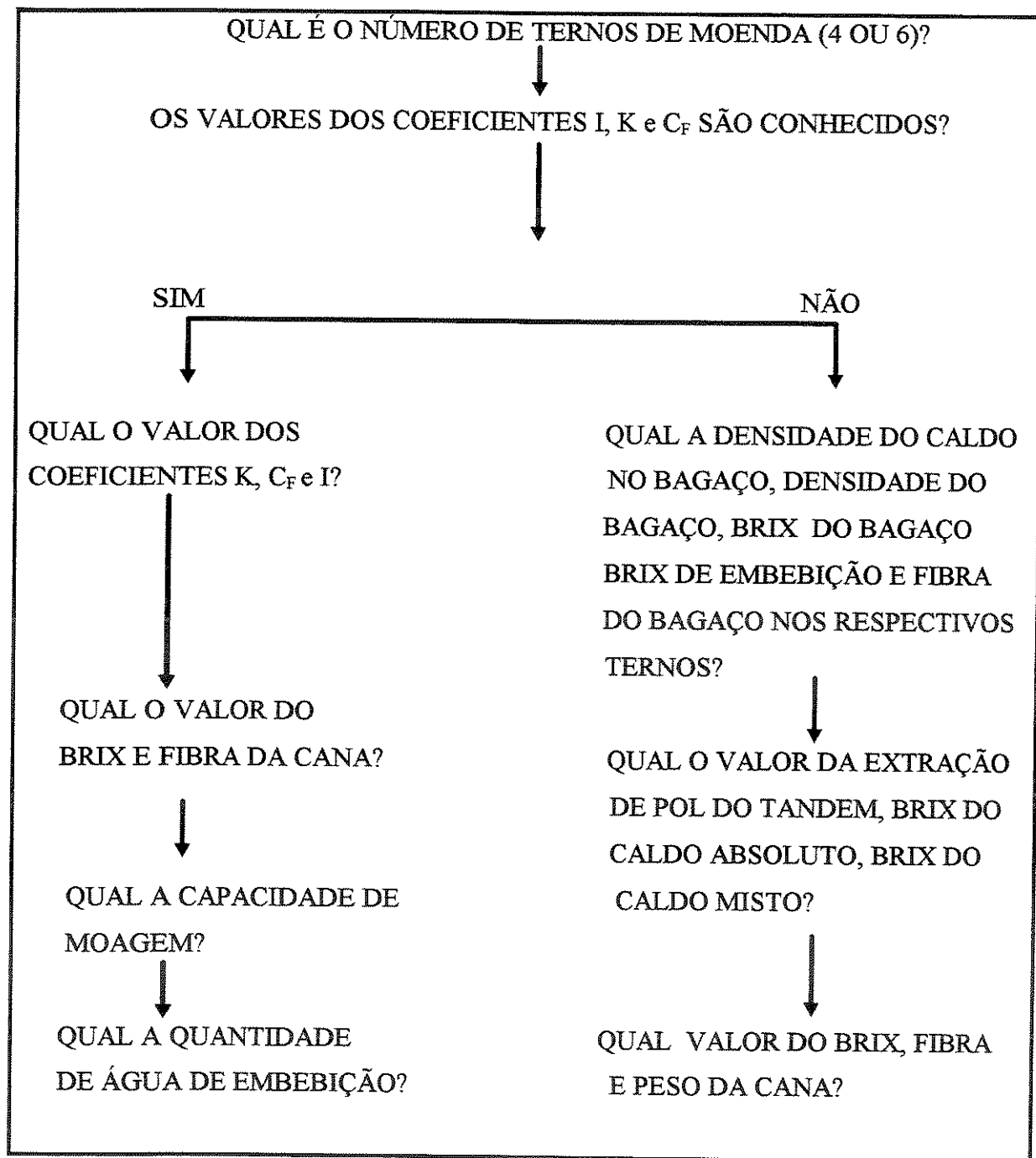


Figura 16 : Fluxograma das questões feitas ao usuário em uma consulta ao Sistema Especialista. A partir deste fluxograma, foi desenvolvida a base de conhecimento da unidade de moagem.

a) Introdução à unidade de moagem.

O módulo de moagem ou extração é a primeira unidade por onde passa a cana e onde é extraído seu caldo. A extração do caldo da cana se realiza de forma mecânica em um tandem de moendas, que é o equipamento utilizado na extração da sacarose da cana de açúcar. O tandem é constituído por ternos de moendas sendo cada terno composto basicamente de três cilindros. O modelo matemático deste módulo utiliza a teoria do australiano Murry. O algoritmo desenvolvido resolve um sistema de equações algébricas pelo método híbrido de Powell, sendo, a maior parte delas, não lineares. O modelo matemático é constituído por um sistema de equações que se baseiam em balanços de volume, balanço de massa, expressões que ajustam o fenômeno da reabsorção e a não idealidade da embebição e algumas correlações entre as variáveis do processo.

O sistema utiliza informações da geometria do tandem, dados da moenda, matéria prima e embebição. Calcula as variações de brix, umidade, extrações individuais, peso de bagaço, peso de caldo, densidade do bagaço e fração de fibra em cada terno. A extração depende de variáveis que não são controláveis como as características da cana, principalmente, fibra e brix, que dependem de fatores sazonais como clima, temperatura, solo, etc.

Nos processos de extração, deve-se ter uma preparação da cana antes desta ir propriamente para os extratores. Os principais objetivos do preparo da cana são:

- aumento da capacidade das moendas pelo aumento da densidade da massa de alimentação, tornando-a compacta e homogênea;
- rompimento da estrutura da cana, fazendo com que a extração do caldo pela moagem seja mais fácil e efetiva;

Existem várias combinações de aparelhos para fazer o preparo da cana, geralmente utiliza-se facas rotativas e os desfibradores. Utilizando o desfibrador, a cana é reduzida a um verdadeiro farelo e a melhora obtida na extração é nítida. Uma cana bem preparada concorre para ter uma melhor uniformidade de camada de alimentação e também uma melhor embebição, portanto, ganhos de extração e de capacidade.

Para obter-se um melhor rendimento de uma moenda, em termos de capacidade e extração, é necessário alimentar a primeira moenda com a maior uniformidade e continuidade possível. Grandes flutuações na alimentação causam picos e depressões no fluxo de cana, bagaço e caldo misto. O primeiro terno de moendas é o que determina a capacidade de moagem pois, quando bem regulada, a extração de caldo deve ser superior a 70%. Geralmente, utiliza-se para alimentação a esteira de alimentação forçada e o sistema Donnelly. Com uma maior pressão hidráulica, obtém-se melhor extração. Paralelamente, teremos maior consumo de potência, maior desgaste do equipamento, quebra de eixos, de rodetes e mancais. Para se conseguir máxima extração, cada unidade do tandem deve executar o máximo trabalho possível. Assim cada moenda deverá ter :

- a maior carga hidráulica possível

- aberturas compatíveis com sua posição no tandem

A boa diluição é impossível com uma cana mal preparada. Bons dispositivos de alimentação, além de permitirem relação de abertura entrada/saída na moenda mais favoráveis para a extração do caldo diluído, contribuem para uma carga mais regular. A mistura de água ou caldo diluído sobre o bagaço deve ser feita da forma mais homogênea possível, já que todo o trabalho com a preparação da cana fica perdido se parte do bagaço não é atingida pela água ou caldo da embebição, causando uma diluição incompleta e, conseqüentemente, prejudicando a extração.

b) Projeto e funcionamento das moendas

Para se fazer a simulação na unidade de moendas, são feitas as perguntas ao usuário onde são coletadas informações sobre variáveis do modelo (equações 23 e 25), que são os coeficientes de embebição, preenchimento, reabsorção e dados do processo como peso de cana, quantidade de água de embebição, distribuição de fibra nos ternos, etc. Estes dados são utilizados na equação 23 para se determinar a extração do tandem e, a partir daí, por meio das equações 24 a 36, as outras variáveis que são as respostas do sistema.

Para utilizar os coeficientes do modelo, foram coletados dados práticos de uma usina, que estão apresentados no apêndice A, em quatro dias diferentes. Por meio destes dados, conseguiu-se uma correlação para os coeficientes de embebição e reabsorção que é mostrada nas equações 89 e 90.

As simulações feitas partiram de um dado prático do dia 10/07 (Apêndice A) e, a partir destes, foram feitas as variações. Nas simulações envolvendo a abertura da moenda, foram feitas variações a partir deste dado prático onde variou-se $\pm 0,5$ e ± 1 mm e foram observados os resultados.

Os dados padrões utilizados do dia 10/07 foram:

Capacidade de moagem : 110 toneladas de cana/ hora (TCH)

Fibra da cana : 10,02 %

Brix da cana : 15,68

Extração pol : 95,89

Brix do caldo misto : 12,6

diâmetro externo dos rolos : 0,796; 0,767; 0,781; 0,820 (m)

comprimento do cilindro : 1,3717 (m)

bitola do cilindro : 30x54 polegadas

rotação do cilindro : 5,5 rpm

densidade da fibra : 1529,76 kg/m³

As aberturas padrões de saída em trabalho foram calculadas através da equação (14) utilizando a distribuição de fibra do bagaço nos ternos de: 30, 37, 43 e 50. As aberturas encontradas foram :

1º terno - 24,92 mm

2º terno - 20,97 mm

3º terno - 17,72 mm

4º terno - 14,52 mm

Nesta usina é usado um jogo de facas (picador) regulado a 150 mm da esteira e um desfibrador modelo COP5, proporcionando um índice de preparo em torno de 88%.

b1) Número de ternos de moendas

O número de terno de moendas pode ser 4 ou 6. Em um tandem com número menor de moendas, é necessário diminuir a espessura da camada de bagaço para se obter uma extração conveniente. Ao contrário, num tandem com maior número de moendas é possível aumentá-la, à medida que o tandem é maior, considerando todas as condições iguais. A extração aumenta com o número de moendas, porém o custo também aumenta.

b2) Coeficientes I (embebição), K (reabsorção), C_F (preenchimento)

Quando os coeficientes são conhecidos, necessitam-se de poucos dados de entrada da cana : brix, fibra, peso e quantidade de água de embebição para o cálculo do desempenho da extração. Estes dados são simples e fáceis de se obter. No Brasil, estes coeficientes são pouco utilizados, por isto, é difícil conhecer como variam os coeficientes com as mudanças do processo.

Quando os coeficientes não são conhecidos, existe um método para o cálculo que necessita dos seguintes dados do processo:

- extração de pol, brix do caldo absoluto, brix do caldo misto, brix, fibra e peso da cana;
- densidade do caldo no bagaço, densidade do bagaço, brix do bagaço, brix de embebição e fibra do bagaço, nos respectivos ternos.

b2.1) Coeficiente de embebição (I)

Mesmo submetendo o bagaço a pressões consideráveis e repetidas, nunca é possível extrair a totalidade de seu caldo. Chega-se a uma umidade mínima: 45 a 48%. Este fato mostra que o bagaço conserva uma parte importante de caldo, representando aproximadamente a metade de seu peso.

Para extrair a maior quantidade possível do açúcar contido no bagaço, recorre-se a um artifício. Como não é possível diminuir esta umidade, procura-se substituir o seu constituinte, o caldo, pela água. É este o artifício que constitui a embebição.

Com pressão simples (sem adição de água), o limite de extração é alcançado muito rapidamente. Após a primeira moenda, a umidade do bagaço já caiu a cerca de 60% ou menos. Após a segunda moenda, está próxima de 50%. A partir da terceira moenda, já está

próxima a 45%. Pode-se considerar que se extraiu, com pressão simples, tudo o que era possível extrair por este meio. Se, neste momento, o bagaço é molhado com água, esta água se alastra e dilui o caldo contido no bagaço. A moenda seguinte deixará de novo o bagaço com sua umidade limite, ou seja, cerca de 45%. Porém, esta umidade não será mais constituída de caldo absoluto, mas de caldo diluído: portanto, extraiu-se açúcar e esta operação pode ser repetida.

A embebição é indispensável no processo de moagem, pois aumenta a extração do tandem de moendas. Geralmente, utiliza-se a embebição composta; com esta é possível se reduzir a quantidade de água aplicada à moenda sem prejuízo à extração. A embebição faz crescer bastante o trabalho das moendas devido a uma maior quantidade de líquido em circulação, facilitando o aparecimento de buchas e engasgos. A eficiência da embebição está diretamente ligada à distribuição do líquido de maneira uniforme por todo o bagaço, permitindo a diluição mais completa possível do caldo residual de cada terno.

Um dos fatores que afeta a eficiência da embebição é quantidade de água de embebição utilizada, a qual é função da fração de fibra da cana. A quantidade de água de embebição está relacionada às limitações dos equipamentos existentes nas fábricas, já que ela afeta caldeiras, evaporadores e a própria moenda. Uma maior quantidade de água de embebição irá necessitar maior consumo de vapor posteriormente, devido a uma maior diluição do caldo.

O processo de mistura da água ao bagaço não é uniforme; então, o coeficiente de embebição é o termo associado a esta não uniformidade. O coeficiente de embebição é uma medida da eficiência da mistura do líquido de embebição com o caldo residual no bagaço. Ele também é função do caldo de embebição aplicado ao colchão de bagaço.

O coeficiente de embebição pode ser maior ou menor que um. Valores maiores que um não são comuns nos primeiros ternos. Ele é fortemente influenciado pelo nível de embebição.

Em um tandem com 4 ternos de uma usina foram medidos os dados do caldo e do bagaço (apêndice A), com estes dados experimentais foram calculados os coeficientes de embebição, preenchimento e reabsorção em cada terno. Através das equações (12) e (13) foram calculados os coeficientes de preenchimento e reabsorção. Através da equação (23) foram calculadas as extrações teóricas e através da equação (6) foram calculadas as extrações reais para cada terno, com estas extrações pode-se calcular os coeficientes de embebição em cada terno (equação (25)).

Com os dados dos coeficientes obtidos, conseguiu-se uma correlação de I em função do brix do bagaço e do nível de embebição (equação 89), com uma variância de 0,88 e correlação de 0,94. A Figura 17 apresenta a relação entre estas variáveis, as cores da figura são as mudanças nos intervalos de valores do coeficiente I, o primeiro intervalo começa no valor de 0,266 e termina em 0,351, o próximo começa em 0,351 e termina em 0,436 e assim sucessivamente. Dentro da faixa estudada (valores experimentais - Apêndice A), percebe-se que o brix do bagaço (B°_B) tem uma influência maior no coeficiente de embebição do que o nível de embebição (λ). Observando-se a figura, nota-se que, variando o brix do bagaço de 4 a 12, ocorre uma grande variação do coeficiente de embebição enquanto que, variando-se o nível de embebição de 1,8 a 3,6, ocorre uma variação no coeficiente de embebição de 0,266 a 0,606.

$$I = 0,342730 \cdot \log(-4,07074 + \lambda + B^{\circ}_B) + 0,257433 \quad (89)$$

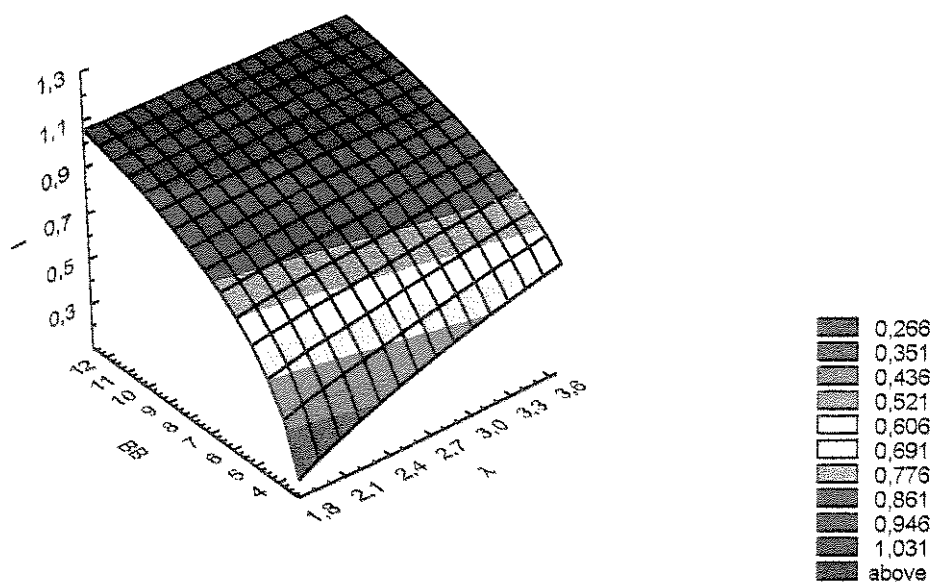


Figura 17 : Variação do coeficiente de embebição (I) com o nível de embebição (λ) e brix do bagaço (B°_B)

b.2.2) Coeficiente de preenchimento (C_F)

O coeficiente de preenchimento relaciona as propriedades da moenda, levando-se em consideração a abertura, comprimento e velocidade da moenda, além da fibra e peso da cana. Estes dados têm grande influência na extração do tandem, na prática, como o coeficiente de preenchimento relaciona velocidade e abertura, este determina a regulação das moendas. As equações (12) e (14) definem o coeficiente de preenchimento e a abertura de saída em trabalho da moenda. O coeficiente de preenchimento relaciona dados específicos da moenda como comprimento e velocidade do rolo, quantidade de cana processada e abertura dos rolos.

O cálculo das aberturas de entrada e saída das moendas é fundamental para o bom desempenho destas, tanto do ponto de vista de capacidade (quantidade de cana processada) como de extração de sacarose. Existem as aberturas de repouso e de trabalho. A abertura de

repouso é a distância entre o ápice e o fundo das ranhuras dos cilindros considerados, podendo ser positiva ou negativa. A abertura de trabalho pode ser de entrada ou saída; esta compreende a distância existente entre o ápice de uma ranhura do cilindro superior e o fundo da ranhura do outro, ou a distância entre os diâmetros primitivos dos rolos mais a flutuação admitida. O diâmetro primitivo corresponde à semi-soma do diâmetro exterior (medido do ápice dos dentes) e o interior (medido no fundo das ranhuras). A relação entre as aberturas varia de acordo com o grau de preparo da cana, com o estado de conservação dos cilindros, com a existência do rolo de pressão, etc.

Como não é bem conhecida a variação dos coeficientes com as mudanças no processo, foi feito um estudo da variação do coeficiente de preenchimento (C_F) e do coeficiente de reabsorção (K) com a rotação do cilindro e com a variação na abertura da moenda.

Nas Figuras 18 e 25 variou-se a rotação do cilindro, nas Figuras 19 e 24 a abertura de saída em trabalho da moenda e nas Figuras 20 e 26 a fração de fibra da cana. O coeficiente de preenchimento é função da rotação do cilindro, da abertura de saída em trabalho da moenda e da fração de fibra da cana, quando um parâmetro era variado os outros permaneciam constantes e igual ao valor dos dados padrões. Através da equação (14) calculou-se a abertura de saída em trabalho e pela equação (12) calculou-se os valores do coeficiente de preenchimento para cada terno. Nas Figuras os números (1,2,3,4) indicam o terno de moenda; CF1 indica os coeficientes de preenchimento do primeiro terno; CF2 do segundo; CF3 do terceiro e CF4 do quarto; K1 indica os coeficiente de reabsorção do primeiro terno; K2 do segundo; K3 do terceiro e K4 do quarto terno. Nas Figuras 19 e 24 para a abertura de 0,0 indica que estão sendo usadas as aberturas padrões já citadas e foram feitas variações nestas de $\pm 0,5$ mm e $\pm 1,0$ mm.

Com os dados dos coeficientes de preenchimento calculados para estas variações de abertura e rotação, calculou-se o coeficiente de reabsorção K através da correlação obtida

(equação 90) dos dados experimentais e através do modelo desenvolvido (equações 23 a 36) calcularam-se as respectivas extrações do processo (Figuras 21 e 22).

As Figuras 20 e 26 foram obtidas de simulações utilizando-se os dados padrões e variando-se apenas a fração de fibra da cana e, por conseguinte, as aberturas de saída em trabalho e o coeficiente de preenchimento.

Analisando-se as Figuras 18 e 19, pode-se concluir que, aumentando-se a velocidade e a abertura de saída em trabalho da moenda, diminui-se o coeficiente de preenchimento e, portanto, a extração. A variação da abertura analisada teve uma menor influência sobre o coeficiente do que a velocidade. Através da Figura 20 observa-se que, aumentando-se a fração de fibra da cana aumenta-se os coeficientes de preenchimento dos ternos. As Figuras 21 e 22 indicam que, utilizando-se faixas menores de velocidade e abertura, tem-se uma maior extração no tandem.

Uma baixa velocidade acarreta um aumento na extração, porém, diminui a produtividade do processo e a capacidade de moagem. Altas velocidade são prejudiciais à extração devido à reabsorção causada pelo deslizamento, porém aumentam a capacidade. Um aumento na velocidade aumenta o consumo de potência da moenda.

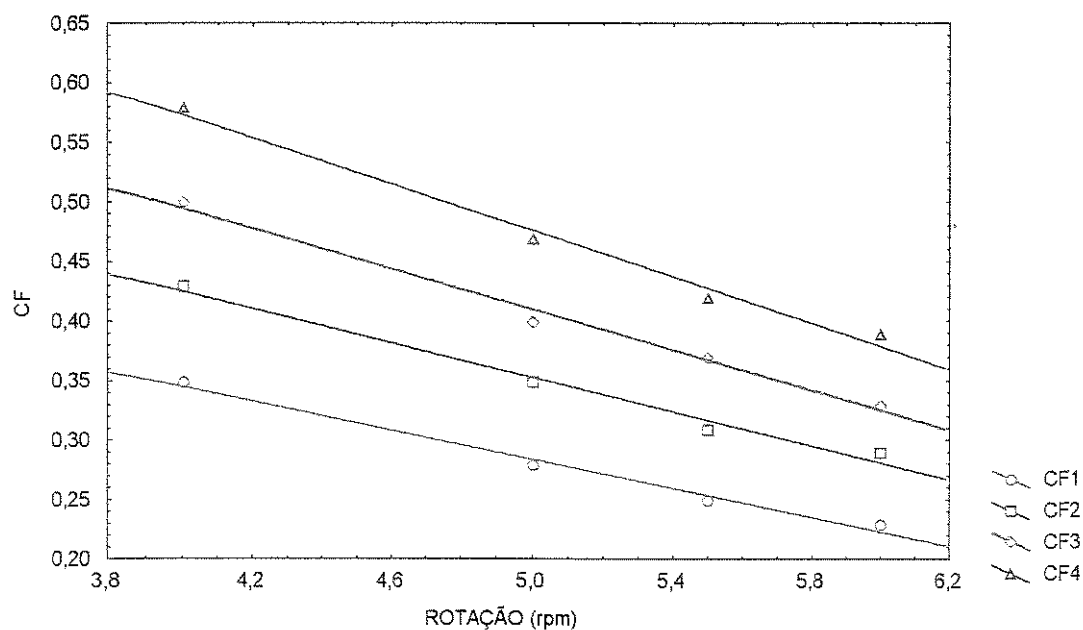


Figura 18 : Variação do coeficiente de preenchimento (C_F) com a rotação do rolo em cada terno. Os números (1,2,3 e 4) indicam o número do terno

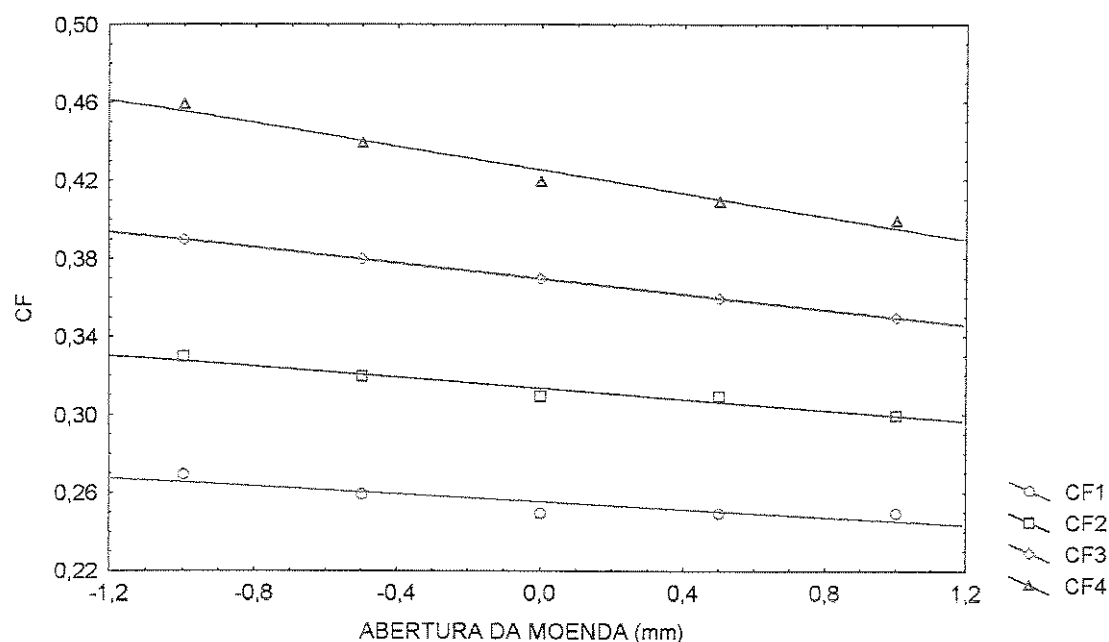


Figura 19 : Variação do coeficiente de preenchimento (C_F) com a abertura de saída em trabalho da moenda em cada terno. Os números (1,2,3 e 4) indicam o número do terno

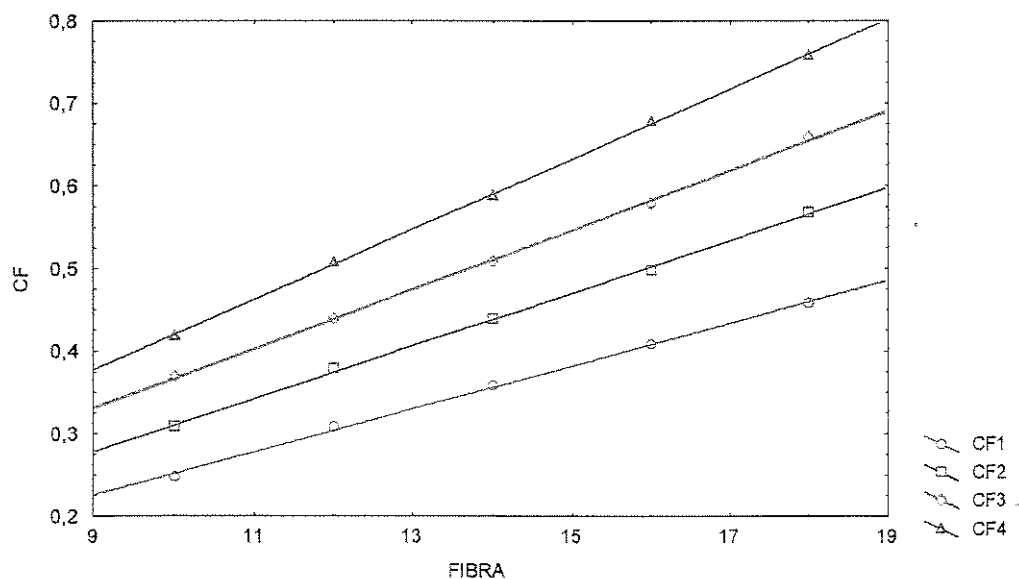


Figura 20 : Variação do coeficiente C_F com a fração de fibra da cana em cada terno. Os sub índices (1,2,3 e 4) indicam o número do terno

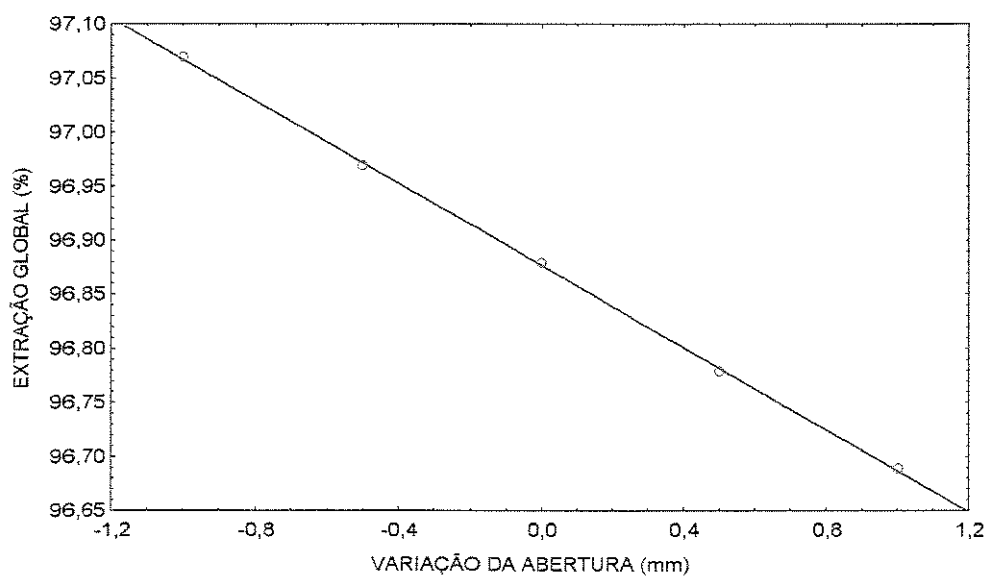


Figura 21 : Variação da extração com a abertura de saída em trabalho em cada terno

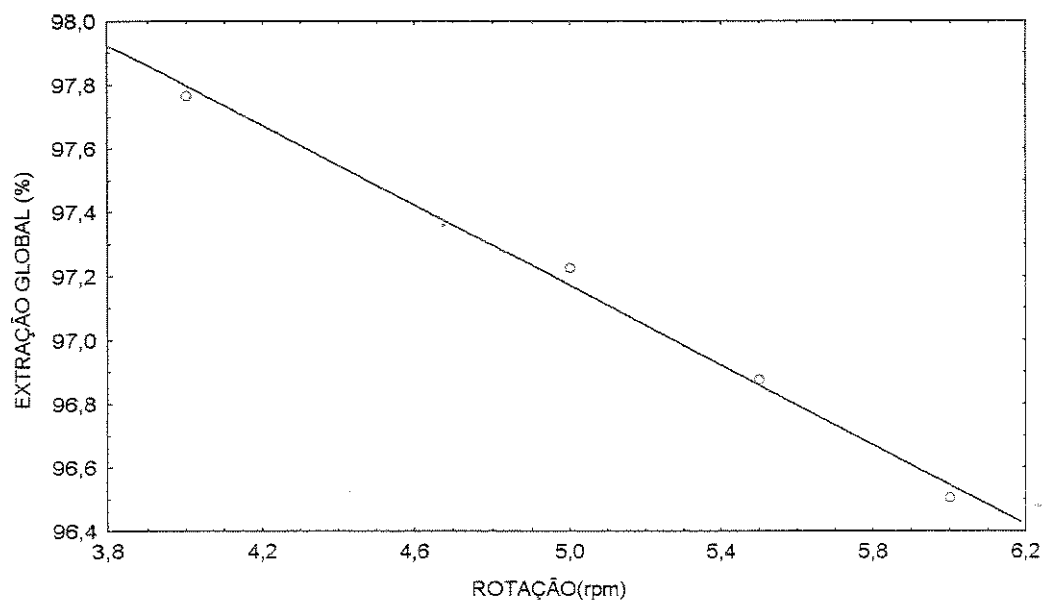


Figura 22 : Variação da extração com a rotação do rolo das moendas

b.2.3) Coeficiente de reabsorção (K)

Quando a cana passa entre os rolos, o bagaço reabsorve o caldo. O coeficiente de reabsorção quantifica este fenômeno. Em geral, este coeficiente é diferente para cada moenda do tandem e é função principalmente da preparação da cana, compressão, rugosidade do rolo e é fortemente influenciado pelo coeficiente de preenchimento e pela rotação do rolo.

Valores típicos do coeficiente estão entre 1 e 1,3. Um coeficiente de reabsorção menor do que 1 pode indicar que está ocorrendo retorno do bagaço no rolo ou a moenda está com carga abaixo da sua capacidade.

Por meio dos dados experimentais obtidos, conseguiu-se uma correlação de K em função do coeficiente de preenchimento e do número de moenda ou posição no tandem

(equação 90) com uma variância de 0,97 e correlação de 0,985. Pela Figura 23, nota-se que dentro da faixa estudada (dados experimentais - Apêndice A) o coeficiente de reabsorção é fortemente influenciado pelo coeficiente de preenchimento. No primeiro terno (N igual a um), tem-se que variando-se o coeficiente de preenchimento de 0,3 a 0,8 o coeficiente de reabsorção varia em todas as faixas (0,912 a 2,032) e observa-se que o coeficiente de preenchimento não tem uma grande variação com o número do terno da moenda.

$$K = -0,0071469 + 0,6446518 \exp(1,8336365 C_F - 0,0645102 N) \tag{90}$$

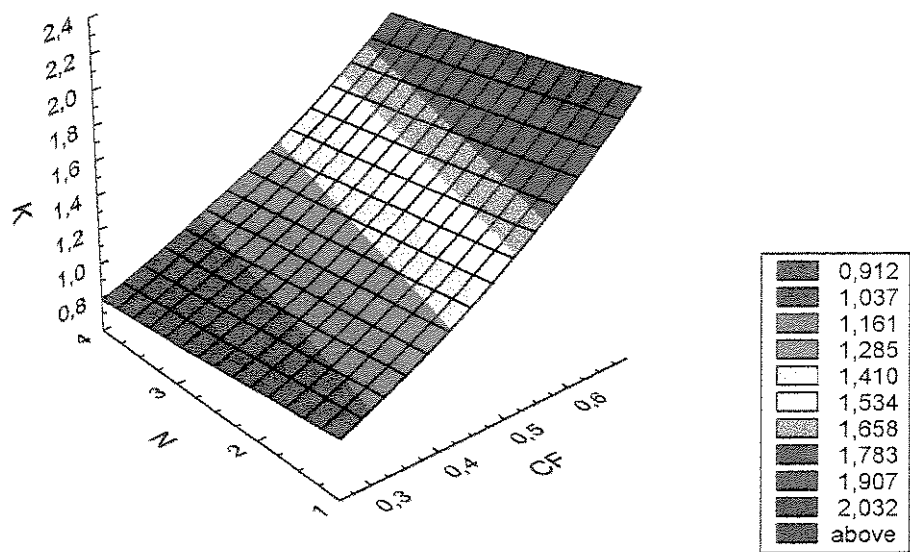


Figura 23 : Variação do coeficiente K com o coeficiente CF e o número do terno da moenda

Foram feitas simulações para verificar a influência da variação da abertura de saída em trabalho, da rotação do cilindro e da fibra da cana no coeficiente de reabsorção, estes

parâmetros influenciam o coeficiente de preenchimento (C_F) e, por conseguinte, o coeficiente de reabsorção (K). Variando-se estes parâmetros, calculou-se o coeficiente de preenchimento e com a equação (90) o coeficiente de reabsorção. Por meio das Figuras 24 e 25, observa-se que um aumento na rotação do cilindro e na abertura de saída em trabalho dos cilindros diminui o valor do coeficiente de reabsorção. Através da Figura 26, pode-se notar que para cana com fração de fibra baixa (10 %), o valor de K é baixo e praticamente igual em todos os ternos. Com o aumento da fração de fibra o valor do coeficiente vai aumentando, sendo diferente em cada terno. O último terno apresenta o maior valor e o primeiro, o menor.

Trabalhos na área (PEREDA & FRIEDMAN, 1977; WIENESE, 1995) citam que o coeficiente de preenchimento tem grande influência no coeficiente de reabsorção e afeta pouco o coeficiente de embebição e que um aumento no coeficiente de embebição aumenta a extração do tandem e, em menor grau, o coeficiente de reabsorção.

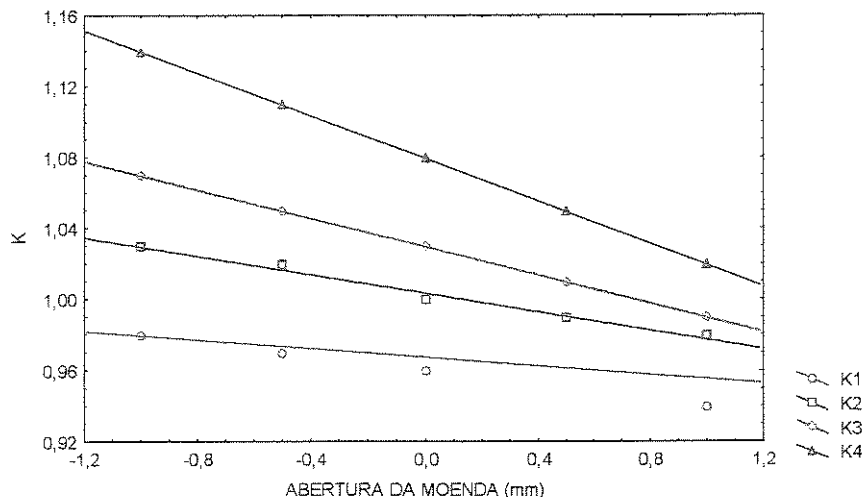


Figura 24 : Variação do coeficiente K com a abertura de saída em trabalho. Os números (1,2,3 e 4) indicam o número do terno

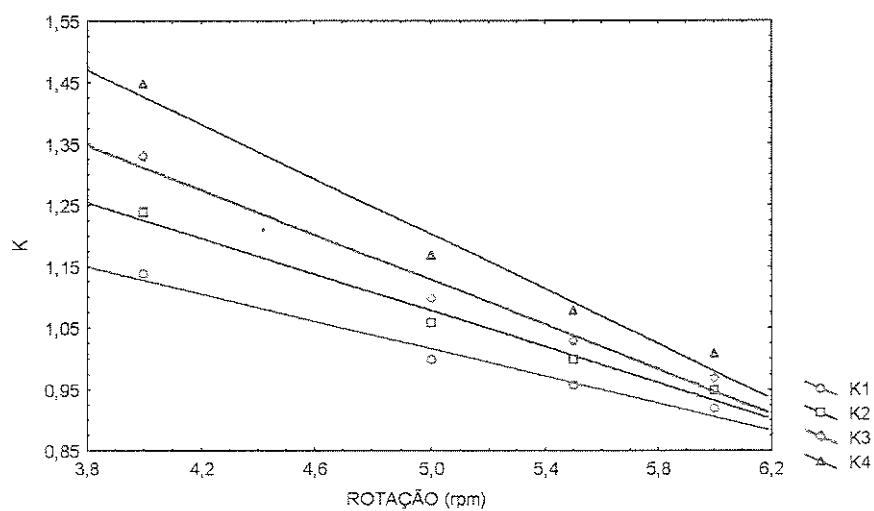


Figura 25 : Variação do coeficiente K com a rotação da moenda. Os números (1,2,3 e 4) indicam o número do turno

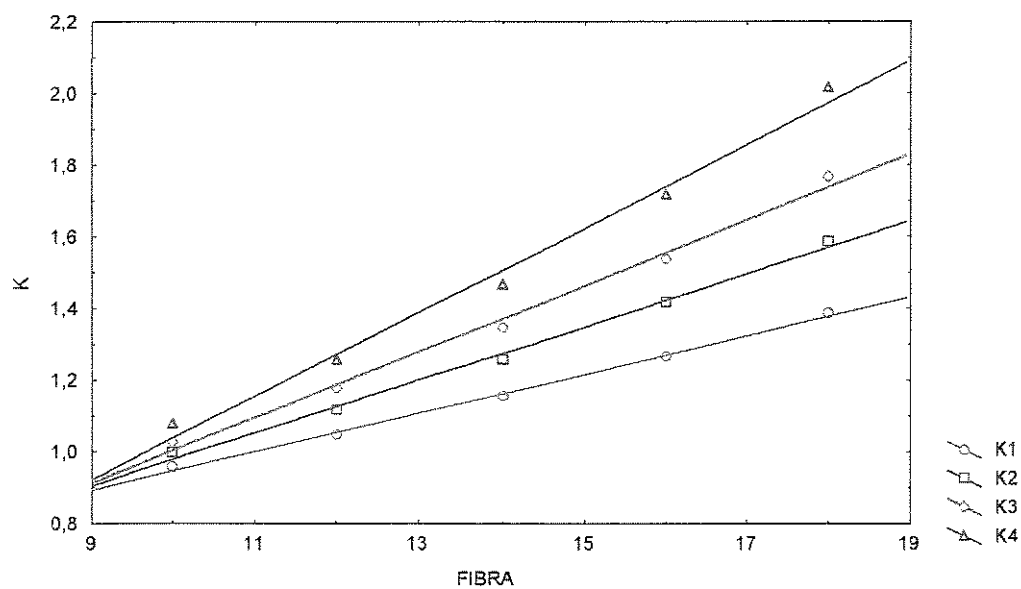


Figura 26 : Variação do coeficiente K com a fração de fibra da cana em cada turno. Os números (1,2,3 e 4) indicam o número do turno

b.3) Fração de fibra da cana

Este é um fator de extrema importância no desempenho da extração, apesar da fração de fibra da cana depender de fatores como: cultivo, safra, período do ano, etc. Quanto maior a fração de fibra da cana, mais difícil é a extração e mais água de embebição deve ser adicionada para melhorar a extração. A fração de fibra influi tanto na capacidade de moagem como na extração.

A fração de fibra da cana é fator negativo tanto para a capacidade quanto para a extração. Geralmente, queima-se o bagaço nas caldeiras, sendo a fração de fibra responsável pelo balanço térmico da indústria. Canas com alta fração de fibra são mais duras, provocam um maior desgaste dos cilindros e exigem mais potência de moagem.

A fração de fibra do bagaço cresce rapidamente depois da passagem pela primeira moenda, tendendo a permanecer praticamente constante nas últimas moendas. Geralmente, na última moenda a fração de fibra e a umidade estão perto de 50%.

Foram feitas simulações onde observa-se o efeito da variação da fibra na extração. Porém, estas simulações foram feitas considerando-se o coeficiente de embebição constante, o que é uma aproximação pouco realista, uma vez que a fração de fibra e a quantidade de água variam. Isto foi feito pela falta de dados práticos que permitissem conhecer a distribuição do brix do bagaço frente às mudanças que ocorrem no processo. Não foi utilizada a correlação do coeficiente de embebição, porque esta apresenta desvios grandes em relação ao experimental. Os resultados, no entanto, mostram o perfil do comportamento da extração quando ocorre uma variação da fibra.

Normalmente utiliza-se a relação “peso de água de embebição/ peso da cana” que é chamado “embebição % cana” e também “peso de água de embebição/ peso de fibra” chamado de “embebição % fibra” ou “nível de embebição” (λ). Geralmente, trabalha-se com

embebição % fibra em torno de 250 %. Por exemplo, para moer 110 toneladas de cana por hora (TCH) com fibra de 10%, tem-se:

$$\begin{array}{llll} 10 \% \text{ fibra} & - & \text{embebição \% cana} & \\ 100 \% & - & \text{embebição \% fibra} & \Rightarrow \quad 100 \% \quad - \quad 250 \% \end{array}$$

$$\text{embebição \% cana} = 25 \%$$

$$\begin{array}{ll} 110 \text{ TCH} & - \text{ água de embebição} \\ 100 \% & - 25 \% \end{array} \Rightarrow \text{água de embebição} = 27,5 \text{ toneladas/h}$$

As Figuras 27 e 28 foram geradas de simulações utilizando-se o algoritmo desenvolvido. Foram feitas variações na fração de fibra da cana e calculada a extração em cada terno da moenda. Nestas Figuras, F=10 representa cana com fração de fibra de 10%, F=14 representa cana com fração de fibra de 14% e F=18 representa cana com fração de fibra de 18%. Foi calculado o valor das extrações individuais de cada terno.

Para comparar o efeito da fibra ou da embebição, geralmente, considera-se a embebição % fibra ou o nível de embebição de 250% e calcula-se a embebição % cana e a quantidade de água de embebição. Observando-se as Figuras 27 e 28, percebe-se que uma menor fração de fibra acarreta melhor extração individual e, conseqüentemente, melhor extração global.

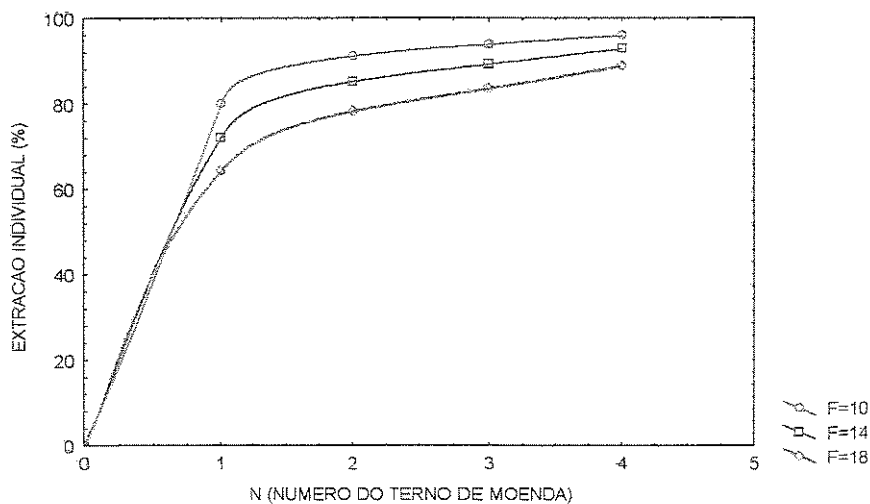


Figura 27 : Variação da extração individual com a fração de fibra em cada terno considerando a embebição % cana constante

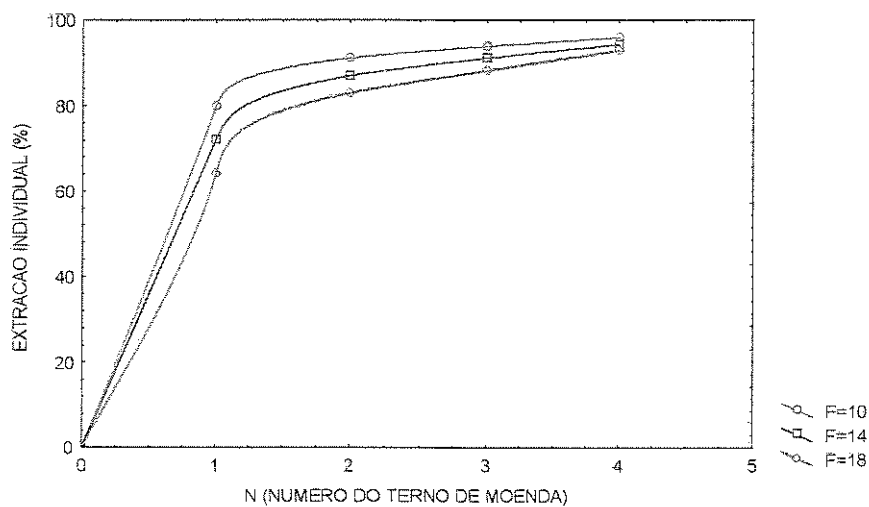


Figura 28 : Variação da extração individual de cada terno em função da fração de fibra da cana considerando a embebição % fibra constante

b.4) Brix da cana

As canas ricas em açúcar exigem uma maior quantidade de água de embebição. Deve-se ter uma quantidade de água ótima. O brix da cana varia com a época do ano. Canas mais maduras apresentam brix maiores.

Na modelagem proposta (sistema de equações algébricas - equações 23 a 36), o brix da cana é utilizado somente no cálculo da extração de brix da primeira moenda (equação 2), portanto, para se ter a influência do brix da cana no tandem de moenda é necessário o conhecimento dos coeficientes de embebição e brix do bagaço no tandem, portanto, não foi possível utilizar o coeficiente de embebição constante para obter um perfil da influência do brix da cana no processo.

b.5) Quantidade de água de embebição

A quantidade de água de embebição varia de usina para usina e mesmo dentro de uma mesma usina. Ela é função da capacidade de evaporação, da fração de fibra da cana, da riqueza da cana, etc. O efeito da embebição em um bagaço mal preparado é baixo, pois a água adicionada não encontra muita superfície de adsorção e, então, é drenada para as partes inferiores da esteira.

Uma quantidade de água de embebição exagerada implica numa queda do brix do caldo misto. É na evaporação que se consegue eliminar a maior parte desta água. Um aumento na quantidade de água implica num aumento nos custos de evaporação. Quanto maior a quantidade de água de embebição, maior será a camada de bagaço que deve passar pelas moendas. Geralmente, utiliza-se calcular a quantidade de água de embebição em relação à porcentagem de cana ou fibra. A Figura 29 foi gerada através do algoritmo desenvolvido onde variou-se somente a quantidade de água de embebição e utilizou-se os dados padrões. Por meio da figura nota-se que a extração global aumenta com a quantidade de água de embebição.

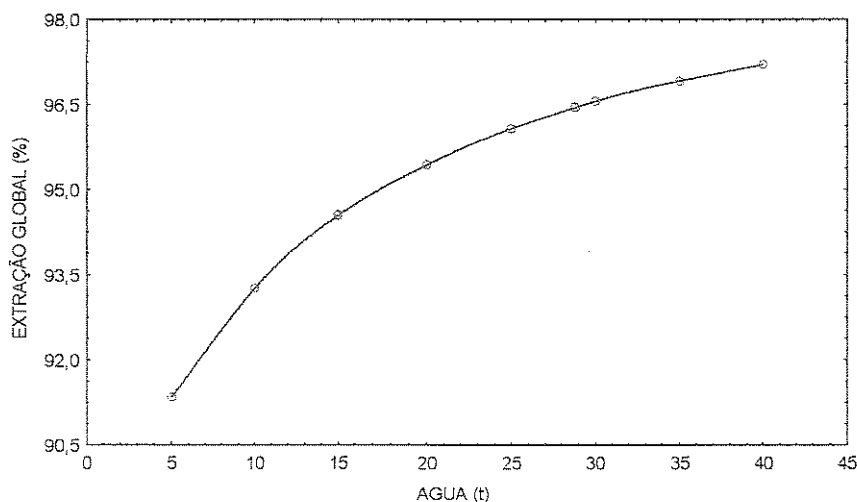


Figura 29 : Variação da extração global com a quantidade de água adicionada

b.6) Capacidade de moagem

A capacidade de moagem é a quantidade de cana que pode ser moída, economicamente, em um determinado tempo, pelas moendas de um tandem. Para que trabalhe economicamente, deve-se operar a mesma nas condições de projeto.

O preparo da cana, a alimentação das moendas, a fração de fibra da cana, as dimensões da moenda, o número de cilindros, a velocidade dos cilindros, a configuração dos cilindros, a textura dos cilindros, a pressão, a embebição e a regulagem das moendas afetam a capacidade de moagem. Para unidades já existentes, quando deseja-se aumentar a capacidade, aumenta-se a velocidade dos rolos, porém, isto irá acarretar em uma diminuição da extração do tandem. Uma boa alimentação no primeiro terno também ajuda no aumento da capacidade.

A equação prática de capacidade preconizada por Brunnelli (1991) representa bem a capacidade de moagem para as usinas brasileiras:

$$C = \frac{47,12 D^2 L \cdot \eta}{\frac{0,97}{dc} - 0,0475 \cdot f} \quad (91)$$

onde:

C - capacidade de moagem (TCH)

D - diâmetro do cilindro (m)

L - comprimento do cilindro (m)

η - rotação do cilindro (rpm)

dc - densidade do colchão de cana entrando na moenda (kg/m³)

f - fração de fibra da cana

b.7) Densidade do caldo no bagaço

A densidade do caldo residual no bagaço é medida indiretamente com o brix do bagaço e através de tabelas de brix ou correlações práticas consegue-se a densidade. A equação experimental utilizada foi:

$$d_{JB} = 0.004134 \cdot B_{JB} + 0.996241 \quad (92)$$

onde :

d_{JB} - densidade do caldo no bagaço (g/cm³)

B_{JB} - brix do caldo no bagaço

b.8) Densidade do bagaço

A densidade do bagaço é calculada por meio do volume do bagaço que é conhecido através da densidade da fibra do bagaço. Geralmente, a densidade do bagaço para uma fibra entre 30 e 50% varia entre 1,2 a 1,28 g/cm³, DELGADO & CÉZAR (1977) apresentam uma metodologia de cálculo da densidade do bagaço.

b.9) Brix do caldo absoluto

Brix é a porcentagem, em peso, dos sólidos contidos em uma solução de sacarose pura (SPENCER & MEADE, 1967, pp. 708). Brix representa os sólidos aparentes contidos em uma solução de açúcar.

Caldo absoluto é considerado a cana menos a fibra e seu brix é o do primeiro terno onde não há embebição.

b.10) Brix do caldo misto

Este termo é a mistura do brix do primeiro terno com o do segundo, sendo o segundo terno aquele onde é feito o reciclo do caldo, portanto, é a mistura de todos os ternos, inclusive da água de embebição adicionada.

b.11) Brix do bagaço

O brix do bagaço é uma medida da quantidade de açúcar extraído. No Brasil, não existe um conhecimento de qual é o comportamento deste frente a variação de água de embebição, do brix da cana, da fração de fibra da cana, etc., que devem influenciar este termo. O controle do bagaço é feito através de dados de fibra, brix, ART (açúcar redutor total) e umidade geralmente visando o controle do trabalho das moendas e, principalmente, as perdas de açúcar.

b.12) Brix de embebição

Este termo é o brix do caldo de embebição que é medido na saída do terno antes de retornar ao terno posterior. O brix de embebição do último terno é nulo, já que só utiliza-se água.

b.13) Fibra do bagaço

A fibra do bagaço cresce rapidamente depois da passagem pela primeira moenda, tendendo a permanecer, praticamente constante, nas últimas moendas. Normalmente utiliza-se a distribuição da fração de fibra de 30,37,43 e 50 que gera um aumento quase linear na distribuição da fração de fibra. A Figura 30 apresenta três simulações com diferentes distribuições de fração de fibra de bagaço e seu efeito na extração global, dentro destas faixas de distribuições de fração de fibra simuladas a melhor foi de 30,40,45 e 50 apresentando uma extração de 96,57, a distribuição de 30,37,43 e 50 apresentou uma extração de 96,56.

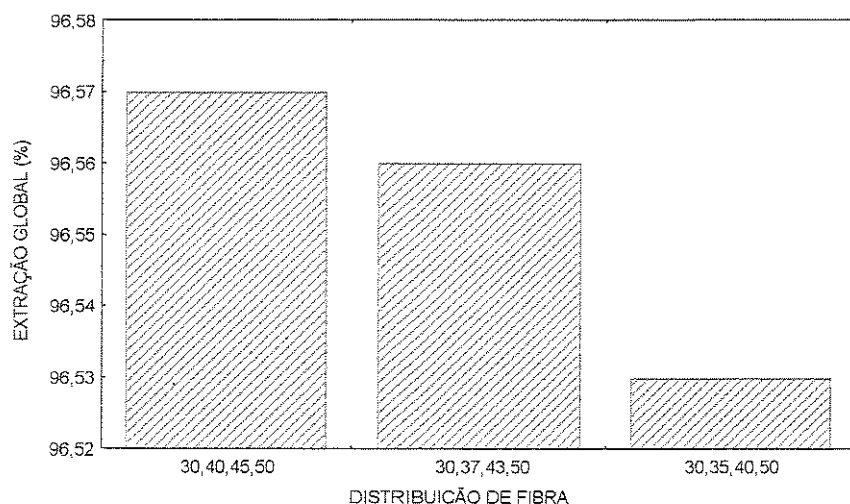


Figura 30 - Variação da extração global com a distribuição da fração de fibra do bagaço em cada terno

b.14) Extração de pol

Pol é o valor determinado por polarização direta de uma solução de peso normal em um sacarímetro. Devido às suas conveniências e precisão, a análise de pol tem muitos adeptos no mundo açucareiro (SPENCER & MEADE, 1967,p. 710).

Extração de pol é um termo usado similarmente ao critério de extração de brix, apesar de serem usados valores diferentes. Extração de pol é a medida da eficiência ou extração das moendas. A maioria das usinas utilizam pol e brix como base de controle. Isto se deve à sua facilidade de determinação e sua sensibilidade frente as variações do processo.

V.2.1.1 - Simulação da unidade de moendas

Como já foi dito, a simulação da unidade de moenda é feita por um programa em linguagem Fortran (Fortran 32, Visual Workbench, versão 1.0) que é executado em ambiente DOS. Foram criados quatro programas em linguagem executável (COEF4, COEF6, NCOEF4, NCOEF6), para a simulação de quatro e de seis ternos de moendas e para quando os coeficientes I , k e C_F forem conhecidos e para quando não forem conhecidos.

O Nexpert cria arquivos de dados de saída no formato “flat-file”. Estes arquivos serão convertidos em dados numéricos nos programas em linguagem Fortran. São criados os arquivos “djb.dat”, “db.dat”, “fb.dat”, “bb.dat”, “bi.dat” e “dadinic.dat” quando os coeficientes não são conhecidos. Quando estes são conhecidos, é criado somente o arquivo “dadinic.dat”. Após concluídas as simulações, os dados de saídas são enviados a dois arquivos texto “res.dat” e “res1.dat”, que serão convertidos no formato “flat-file” pelo Nexpert.

Existem 14 equações a serem resolvidas pelo método híbrido de Powell. Na biblioteca do Fortran existem as subrotinas para resolução das equações por este método.

Foi necessário colocar as equações não lineares de forma apropriada para resolução através das subrotinas. Caso não ocorra convergência, existe um parâmetro (INFO) que informa a impossibilidade de encontrar a solução. Neste caso, o Sistema Especialista pede ao usuário para verificar a consistência dos dados de entrada e tentar novamente.

Na Figura 31 é mostrado um algoritmo do programa para as simulações. Foi criado o programa principal onde é feita a chamada da subrotina de cálculo das equações não lineares e a subrotina F onde são construídas as quatorze equações a serem resolvidas. São utilizadas as seguintes rotinas da biblioteca para resolução das equações : Blas1.for, Machcon.for, Snsqel.for, e Xerror.for. KAHANER et al. (1989) descreve o método híbrido de Powell, utilizado para a resolução das equações algébricas, e as subrotinas utilizadas da biblioteca Fortran.

Em uma consulta ao Sistema Especialista, o usuário tem que tomar decisões como: se prefere 4 ou 6 ternos de moendas, qual a distribuição de fração de fibra no tandem, os parâmetros ou coeficientes que estão relacionados com a operação da unidade, etc. As telas de ajuda colocam o usuário no contexto da questão dando um embasamento teórico e prático para a tomada de decisão; em alguns casos indica o que é mais utilizado nas destilarias. Por exemplo, o sistema pergunta a capacidade de moagem (Toneladas de cana processadas por hora) e indica ao usuário que aumentando-se a velocidade de rotação nos rolos aumenta-se a capacidade de moagem, porém há uma diminuição da extração no tandem ou ainda indica que canas com fração menor de fibra afeta positivamente a extração.

O sistema ainda oferece como resposta os dados da simulação que ajudam a monitorar o andamento do processo de extração; por exemplo, a distribuição do brix no bagaço, o brix do caldo extraído, a umidade da cana, o nível de embebição, o peso de caldo e o peso de bagaço em cada terno, além das extrações individuais de cada terno e a extração global.

INÍCIO

- **Leitura dos arquivos com os dados de entrada**
- **Cálculo dos coeficientes K , C_F , I**
- **Atribuição dos valores iniciais para a subrotina SNSQE**
- **Resolução da equações não lineares**
 - **CALL SNSQE (parâmetros da subrotina)**
 - ⇒ **SUBROUTINE F (parâmetros da subrotina)**
 - **equações não lineares das moendas**
 - ⇒ **Retorna**
 - **Retorna**
- **Cálculo da extração global**
- **Cria arquivos de saída com os resultados**

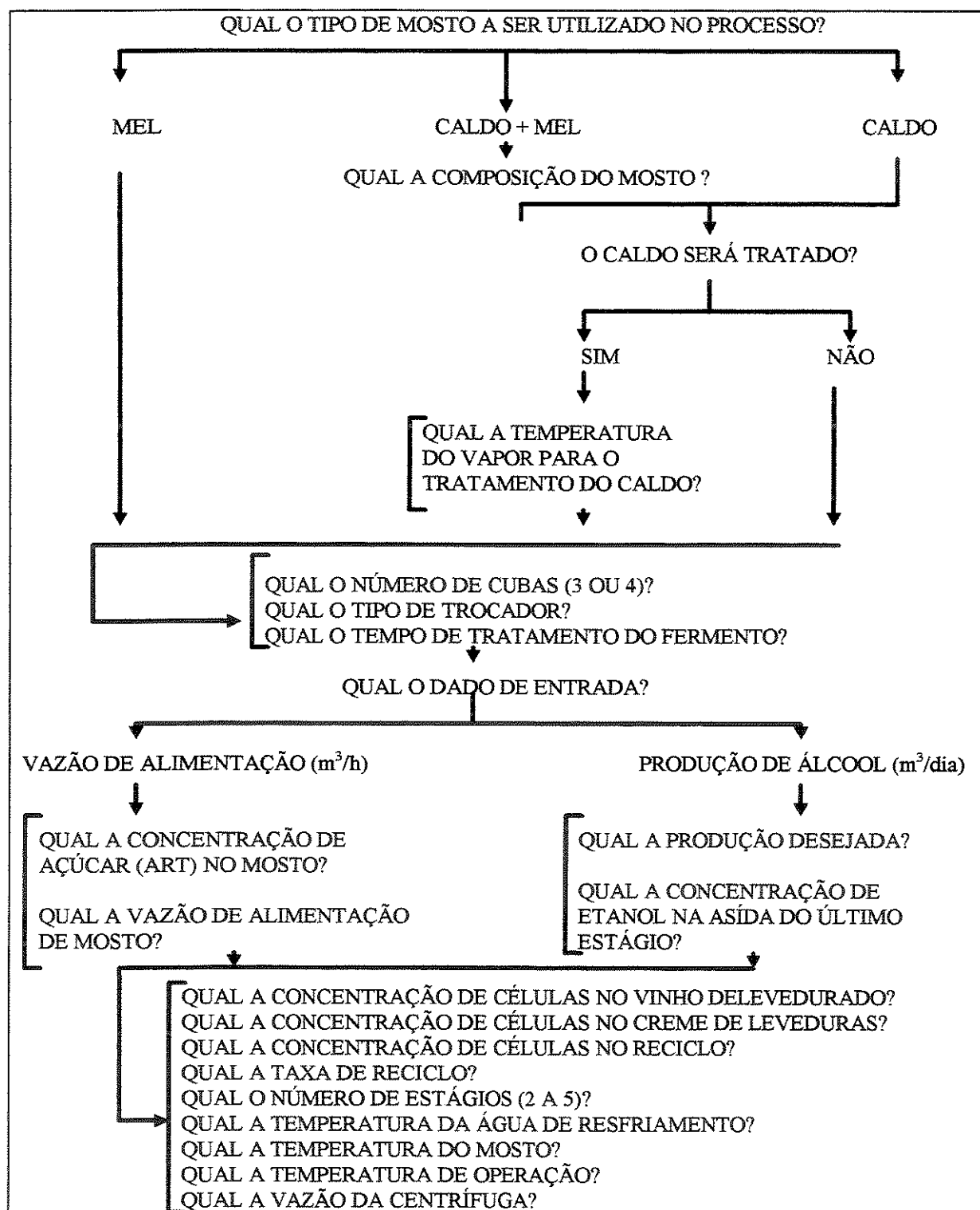
Fim

Figura 31 : Algoritmo do programa que calcula a extração global do tandem de moendas, a distribuição dos brix, o peso do caldo e bagaço, umidade e fibra em cada terno de moenda.

V.2.2 - Fermentação

Esta unidade constitui uma base de conhecimento do sistema denominada fermentação. Esta base é constituída de várias perguntas que são mostradas através da Figura 32, na forma e seqüência que apresentam-se ao usuário em uma consulta. Como já havia um Sistema Especialista anterior, desenvolvido em outra plataforma por GUERREIRO (1995), este foi a referência para o desenvolvimento deste trabalho e esta unidade somente foi mudada de plataforma do PCPLUS para o NEXPERT. Para maiores informações sobre esta unidade, consultar a referência acima especificada, aqui será feita uma rápida abordagem da unidade.

Com os dados de entrada e balanço de massa, calculam-se as diversas vazões do processo e as concentrações de entrada do reator. Através das equações cinéticas e dos balanços de massa e energia calculam-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. Foram criados dois programas em linguagem executável; um quando o dado de entrada é a vazão de alimentação (VAZAOENT) e outro quando o dado de entrada é a produção de etanol (PROD), os programas são similares. O sistema também calcula a área de troca térmica do trocador e a quantidade de vapor necessário para se fazer o aquecimento para o tratamento do caldo. O tratamento do caldo consiste na elevação da temperatura do caldo, feita através de trocador de calor, decantação dos sólidos insolúveis e posterior resfriamento. A Figura 33 ilustra o algoritmo do programa.



INÍCIO

- Atribuição de constantes
- Leitura de arquivos de dados
- Atribuição das conversões nos reatores
- Estimativa das concentrações finais:

$$XF = 30$$

$$SF = 1$$

$$PF = 66$$

$$K = 1$$

- FAÇA L = 1 ATÉ 10

- Equações do balanço de massa
- Cálculo de : SW, XW, PW
- FAÇA I = 1 ATÉ NR

⇒ Cálculo de : $P_{\max}$, $\mu_{\max}$, S(I), P(I), X(I), $\mu(I)$, V(I)

⇒ FAÇA :

$$FJ = 10, AT(I,K) = 0$$

① → Equações do balanço de energia

⇒ Cálculo de : TC(K), TJ(K), AT(I,K)

⇒ SE : $((AT(I,K) - AT(I,K-1))/AT(I,K)*100 \text{ FOR } > 1 \text{ ENTÃO:}$

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 33: Algoritmo do programa que calcula o perfil de volume dos reatores e as áreas de troca térmica e as vazões dos trocadores para resfriamento do reator

No cálculo da área de troca térmica, utilizou-se o balanço de energia. Desenvolveu-se um processo iterativo onde variou-se a vazão do fluido refrigerante e calculou-se a área de troca térmica. 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. Quando a diferença entre as áreas $[(i-1) - (i)]$ for menor que 1%, esta será então a área de troca determinada.

A produtividade da unidade é determinada dividindo-se a vazão de vinho delevaturado pelo volume total dos reatores multiplicado pela concentração de etanol na saída da última dorna. Existe também 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.

Como exemplo da base de fermentação mostra-se a questão: “Qual a concentração de açúcar na alimentação?”. Esta questão é feita ao usuário em uma consulta ao sistema que também tem uma tela de explicação, descrita abaixo, com os respectivos gráficos da simulação:

- Concentração de açúcar na alimentação

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 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 34. 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 fração 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 nas Figuras 34 e 35. Neste caso, tem-se como vantagem um menor consumo de vapor na destilação, no entanto, haverá uma queda na viabilidade celular devido ao aumento da concentração de etanol, 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. Porém, tem-se como desvantagem o aumento no consumo de vapor utilizado na destilação, da quantidade de vinhaça, do número de centrifugas 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.

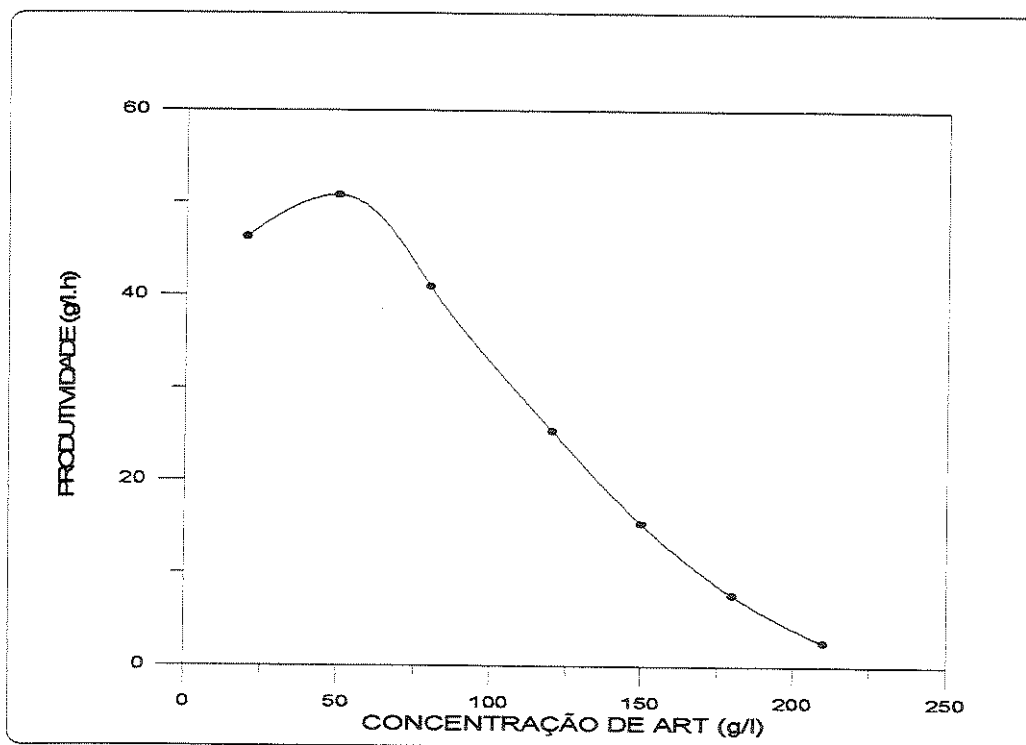


Figura 34 : Variação da produtividade com a concentração de ART

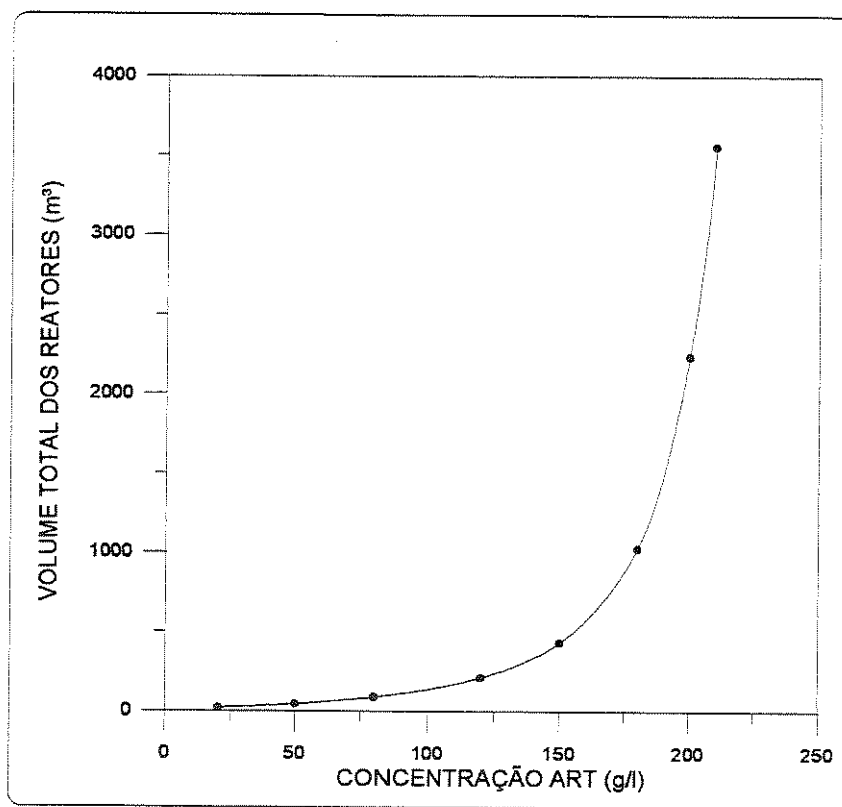


Figura 35 : Variação do volume total dos reatores com a concentração de ART

Nas simulações, foram utilizadas as seguintes condições:

Vazão de alimentação : 100 m³/ h

Concentração de ART : 180 g/l

Concentração de células no creme (MS) : 180 g/l

Concentração de células no reciclo : 90 g/l

Concentração de células no vinho de levedurado : 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

V.2.3 - Destilação

Esta unidade constitui uma base de conhecimento do sistema denominada destilação. Esta base é constituída de várias perguntas que são mostradas na Figura 36, na forma e seqüência que apresentam-se ao usuário em uma consulta ao sistema.

O vinho que vem da unidade de fermentação e vai para um tanque pulmão é pré aquecido no condensador da coluna B e no trocador que resfria a vinhaça (trocador K). O sistema fornece ao usuário as opções de temperatura do vinho de 90 ou 94 °C, que são temperaturas usuais da prática de usinas. Dependendo da fermentação, o vinho pode estar a diferentes concentrações de etanol. Normalmente o vinho está entre 6 a 10 GL. O sistema fornece as opções de 6 (fração molar de etanol de 0,019), 8 (fração molar de etanol de 0,026) ou 10 GL (fração molar de etanol de 0,033).

O vinho entra na coluna A onde é concentrado até aproximadamente a 50 GL (fração molar de 0,24). A mistura etanol-água sai por cima da coluna e por baixo sai a vinhaça. O produto de topo vai para a coluna B, onde é concentrado até aproximadamente a composição do azeótropo (96 GL - fração molar de 0,87). Neste ponto tem-se o álcool carburante ou hidratado. Se o produto final for o álcool anidro, então, este álcool hidratado é alimentado na coluna C juntamente com etilenoglicol. O produto de topo é álcool anidro com fração molar em etanol na faixa de 0,995 a 0,999 e no fundo a mistura etilenoglicol-água-etanol que alimenta a coluna D onde é recuperado o etilenoglicol. Na coluna D o produto de topo é água-etanol-etilenoglicol, sendo que a fração molar é aproximadamente 0,97 de água, 0,03 de etanol e traços de etilenoglicol. Esta corrente pode ser descartada juntamente com a vinhaça ou retornar para a coluna A. No fundo da coluna D sai etilenoglicol praticamente puro na temperatura de ebulição (197 ° C) que retorna à coluna C. Caso a temperatura de alimentação de etilenoglicol seja diferente na coluna C, há a necessidade de instalação de um trocador de calor.

Para produção do álcool anidro deve-se ter, primeiramente, o álcool hidratado na coluna B e, então, este alimentará a coluna C juntamente com o etilenoglicol, como pode ser observado na Figura 37. Para produção do etanol anidro, existe uma pergunta adicional em relação ao álcool hidratado que é a temperatura do etilenoglicol na entrada da coluna C.

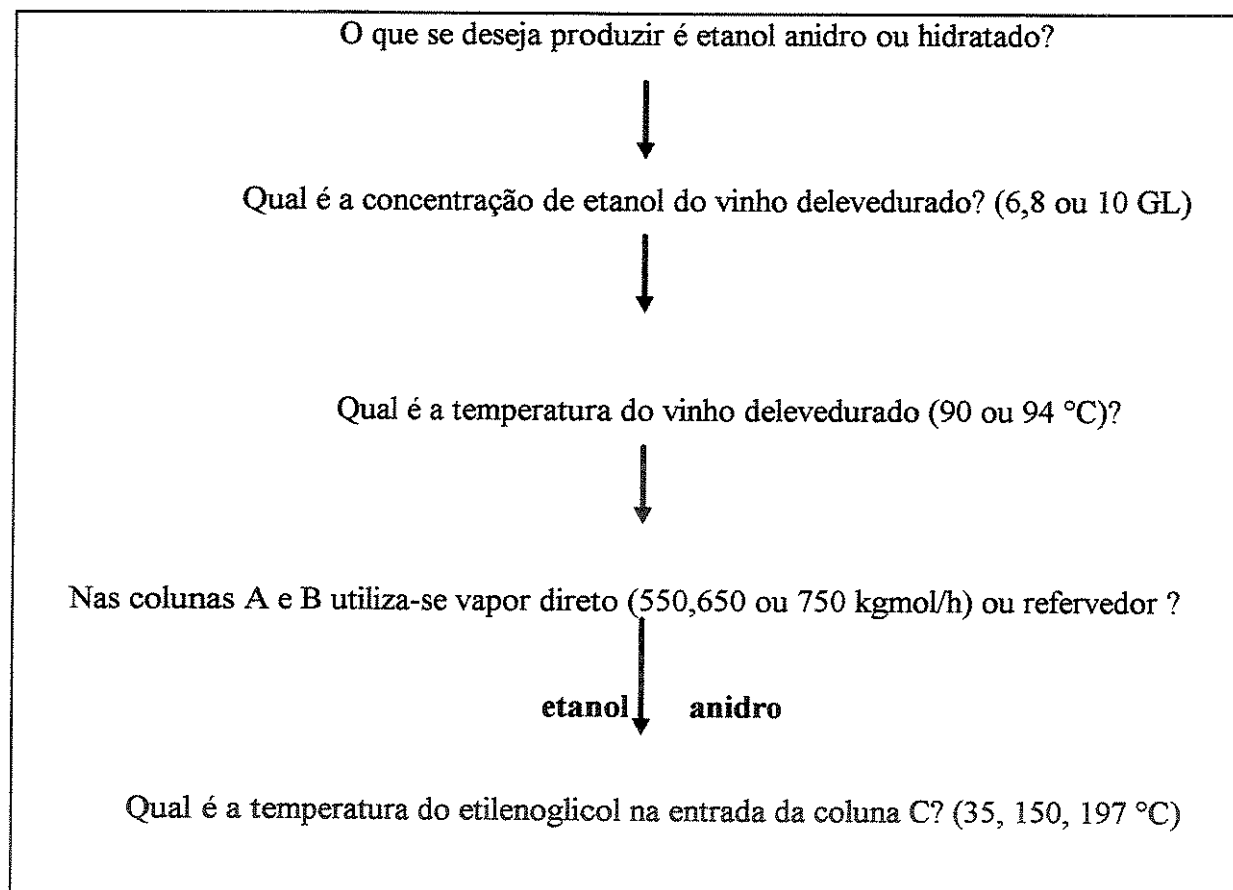


Figura 36 : Fluxograma das questões feitas ao usuário na unidade de destilação.

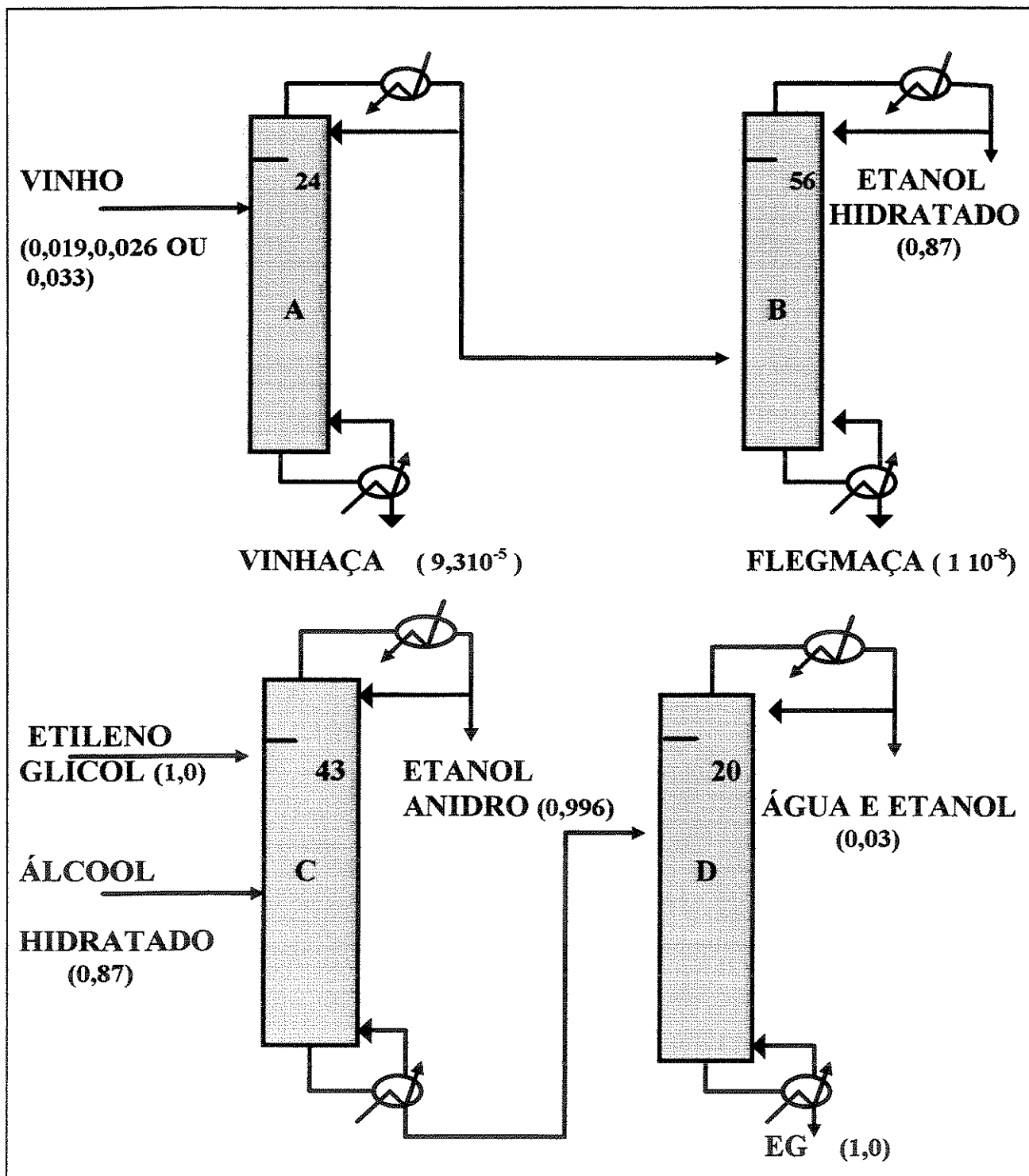


Figura 37 - Fluxograma esquemático da unidade de destilação apresentando as entradas e saídas de cada coluna, com as respectivas frações molares de etanol. Na corrente de alimentação de vinho é mostrada a fração molar correspondente a 6, 8 e 10 GL e, também, o número de estágios de cada coluna.

a) Introdução a unidade de destilação

Nesta unidade, o vinho delevedurado que vem da unidade de fermentação vai ser separado em álcoois, água e outros subprodutos. Dentre os álcoois está o etanol que é o produto principal da unidade. Esta unidade tem por finalidade produzir álcool anidro ou hidratado. Hoje, nas destilarias brasileiras, o processo de separação do etanol mais utilizado é o da destilação. Este método de recuperação do etanol do caldo da fermentação é constituído principalmente de três etapas : destilação do etanol até a concentração azeotrópica (95,57 % em peso - etanol hidratado), destilação com um terceiro componente para quebrar o azeótropo formado e remoção da água restante (álcool anidro) e destilação para separar a água do terceiro componente que pode ser reciclado.

As simulações para a produção do etanol hidratado foram baseadas o mais próximo possível de dados físicos e de processo de unidades de destilação existentes. No caso da produção do álcool anidro utilizou-se dados de projeto do processo de destilação azeotrópica com benzeno, isto foi feito para tentar adaptar as instalações que utilizavam o processo destilação azeotrópica com benzeno para o processo de destilação extrativa com etilenoglicol. Foi utilizado o simulador Hyprotech's Process Simulator - Hysim, versão C2.54, que é amplamente conhecido no setor. O modelo do coeficiente de atividade utilizado para a fase líquida foi o UNIQUAC e a fase vapor como ideal, que dá bons resultados para a mistura etanol-água. Os parâmetros binários do modelo UNIQUAC foram utilizados os padrões (default) do simulador. Foi utilizado a eficiência de 0,7 nos pratos da coluna, este valor foi escolhido por ser comumente utilizado nos projetos de destilarias. As figuras que serão apresentadas nesta unidade foram geradas através de resultados obtidos do simulador.

As destilarias produzem etanol anidro ou hidratado dependendo da demanda. Este módulo foi projetado de forma a dar a opção ao usuário dos dois tipos de produção. No caso do etanol hidratado, o processo é uma destilação convencional e no anidro, hoje ainda

utiliza-se o processo de destilação azeotrópica, onde o azeótropo é quebrado através da adição do benzeno. Porém, este processo irá desaparecer em poucos meses, pois o benzeno é cancerígeno e está proibida sua utilização. Uma alternativa que está sendo utilizada é a destilação azeotrópica utilizando ciclohexano. Com o ciclohexano não há a necessidade de muitos investimentos e nem muitas mudanças nas plantas existentes, porém, há um consumo maior de energia e o processo é mais instável do que com o benzeno. Outra opção é a peneira molecular que necessita um alto investimento inicial.

Um processo que ainda não é muito utilizado no Brasil e que foi escolhido neste trabalho é a destilação extrativa utilizando o etilenoglicol.

Na destilação extrativa, é agregado um terceiro componente à mistura binária etanol-água chamado solvente ou agente extrator. O solvente age sobre a atividade e altera a volatilidade relativa, de tal maneira que permite sua separação por destilação. O solvente, por meio de suas interações moleculares preferenciais com um dos componentes da mistura, permite romper o azeótropo original sem formar qualquer outro ponto azeotrópico. A adição de etilenoglicol é capaz de eliminar o azeótropo água-etanol, permitindo obter álcool anidro como produto de topo da coluna principal e a mistura água-etilenoglicol como produto de fundo. O solvente é recuperado em uma coluna auxiliar, podendo, então, retornar à coluna principal.

No sistema etanol-água utilizando como solvente o etilenoglicol, este é injetado acima do prato de alimentação próximo ao topo da coluna, modificando o equilíbrio líquido vapor dos componentes a serem separados. Devido à sua baixa volatilidade está presente principalmente na fase líquida da coluna de destilação extrativa e também não terá uma alta concentração no topo da coluna, o que poderia comprometer o grau de pureza do produto desejado. Sua concentração é constante nas seções de enriquecimento e de esgotamento, embora seu valor sofra uma mudança brusca na passagem de uma seção para outra (MEIRELLES et alii, 1988). De fato, quando a mistura azeotrópica a ser separada é

alimentada na forma líquida, ela mesma dilui o solvente na região inferior da coluna (seção de esgotamento). A queda brusca de concentração do solvente na região de alimentação da mistura azeotrópica corresponde a uma queda da temperatura, de forma que o perfil de temperatura na destilação extrativa é característico : temperaturas próximas a 80 °C no topo da coluna, temperaturas maiores, entre 84 - 88 °C na região de alimentação de solvente e da mistura azeotrópica, queda na temperatura na proximidade da alimentação, atingindo valores que se mantêm relativamente constantes até a região de fundo da coluna, onde a temperatura apresenta um brusco e acentuado aumento, alcançando valores iguais ou superiores a 150 °C.

Vários trabalhos chegaram à conclusão de que a destilação extrativa em processos otimizados pode gastar menos energia que a destilação azeotrópica (VASCONCELOS & MACIEL, 1997).

Na fermentação, são formados subprodutos como álcoois, aldeídos e ésteres que podem ser retirados pelas bandejas (saídas laterais) da coluna, porém, na simulação, foi considerado somente o sistema formado por etanol e água.

Há a formação de CO₂ e SO₂ que são retirados nos condensadores da coluna. Na prática, na coluna A existem dois condensadores sendo um parcial e um total (Figura 7, condensadores R1 e R2). Estes condensadores resfriam e eliminam os gases incondensáveis que estão dissolvidos no vinho. A simulação foi conduzida com um único condensador total em cada coluna.

Nas colunas A e B, o sistema dá a opção de refeedor ou vapor direto. A escolha fica a critério do usuário. Já as colunas C e D só tem a opção de refeedor porque o vapor direto iria diluir novamente o etanol. O etilenoglicol do fundo da coluna D está praticamente a 197 °C. Ele pode ser alimentado na coluna C nesta temperatura ou se deve colocar um trocador na saída da coluna para diminuir sua temperatura. Foram simuladas as temperaturas de 35, 150 e 197 °C e, para cada temperatura, foi determinado o melhor S/F (razão de

solvente - etilenoglicol pela alimentação de etanol no ponto azeotrópico) onde tem-se um menor consumo de energia.

O prato de alimentação das colunas foram determinados de forma a se obter o menor gasto de energia. Depois de se otimizar o refluxo, o prato de alimentação foi otimizado por meio de várias simulações onde observou-se em qual prato ocorreu o menor consumo de energia. A região ótima encontrada para o prato de alimentação é próxima ao encontrado na prática. Para a coluna A, a região de alimentação onde observou-se o menor consumo de energia variaram em torno do segundo ao sexto prato, na coluna B geralmente está em torno do prato 43. Na coluna C está em torno da região do prato 32 para a mistura azeotrópica e em torno terceiro para o etilenoglicol e na coluna D no prato 12, contados do topo para o fundo.

As simulações e o banco de dados foram montados para uma unidade ou projeto específico de colunas para produção de álcool anidro ou hidratado. As capacidades das plantas existentes geralmente são de 60, 120 ou 180 m³/dia. Foi escolhido 120 m³/dia porque é um valor intermediário e o comportamento da coluna em termos de refluxo, razão solvente/alimentação (S/F) e consumo de energia podem ser extrapolados para as outras capacidades. A partir da capacidade escolhida, foi feito um balanço de massa e determinada a vazão de vinho delevedurado.

Os dados da unidade utilizados foram:

Número de estágios:

coluna A - 24 estágios

coluna B - 56 estágios

coluna C - 43 estágios

coluna D - 20 estágios.

Vazão de vinho delevedurado : 80045 kg/h

Capacidade de produção de álcool anidro : 3950 kg/h

Em todas as colunas foram feitas simulações tentando obter a menor perda de etanol e de etilenoglicol possíveis e a máxima pureza dos produtos. A coluna A é mais crítica porque o volume de vinhaça é muito grande e, mesmo em baixas concentrações, a perda de etanol é significativa para o processo. As simulações foram conduzidas de forma a se obter a concentração máxima de etanol no fundo da coluna A de 0,03 °GL (fração molar de $9,276 \cdot 10^{-5}$).

b) Cuidados a serem tomados durante o processamento do etanol hidratado

- Vapor : Se houver vapor em excesso, haverá um aumento de pressão na coluna, forçando a uma destilação rápida e imperfeita, fazendo cair a graduação alcoólica do topo da coluna A, que será inferior aos 50 GL (fração molar de 0,236) desejados. O vinho será arrastado para o topo turvando o álcool. Deve-se aquecer a coluna lentamente, evitando o aumento súbito de pressão.

Caso ocorra um aumento do teor alcoólico da vinhaça, deverá ser consequência da queda de pressão na coluna. Neste caso, deve-se aumentar a pressão ou diminuir a alimentação de vinho que irá fazer diminuir a produção.

Quando injeta-se vapor com a coluna fria, ocorre uma condensação violenta do vapor, devido à grande diferença de temperatura, formando um vácuo.

- Vinho : Quando existe um excesso de alimentação do vinho, ocorre perda de álcool na vinhaça ou ao forçar a destilação, poderá ocorrer arraste de vinho para a coluna B.
- Trocador de calor para aquecimento do vinho (Trocador K - Figura 07) : Quando ocorre a incrustação deste trocador, o vinho não atingirá a temperatura adequada para entrar na

coluna (90-94 °C), podendo ocorrer contaminação de vinho na coluna B e aumento da acidez, além de perturbar a coluna. Pode acontecer dos tubos do trocador estarem furados, acarretando em uma diminuição do teor alcoólico do vinho devido à diluição com a vinhaça.

- Teor alcoólico da vinhaça : Quando o teor alcoólico da vinhaça está acima do desejável, geralmente é decorrente do excesso de carga na coluna A, há a diminuição da eficiência da mesma devido às incrustações ou baixa temperatura no fundo da coluna.
- Água de refrigeração : Caso ocorra falta de água de refrigeração nos condensadores e não haja uma interrupção imediata da alimentação de vapor nas colunas, a pressão aumentará excessivamente tanto nas colunas quanto nos condensadores. O aumento de pressão nos condensadores, pode acarretar em uma súbita realimentação de água podendo formar vácuo no topo da coluna.

Outro problema comum é relativo a qualidade da água de refrigeração. Esta água sendo suja, poderá acarretar incrustação nos tubos dos condensadores e trocadores, evitando uma perfeita transmissão de calor e, conseqüentemente, aumento no consumo de água.

c) Temperatura de entrada do vinho (90 ou 94 °C)

A temperatura do vinho, que será pré-aquecido, depende das condições de operação da coluna. Utilizando-se o vapor direto na coluna A e a temperatura de alimentação do vinho de 90°C, pode-se ter uma menor graduação de álcool no topo da coluna A ou uma menor produção da mistura etanol-água e uma produção maior de vinhaça no fundo da coluna em relação a temperatura de alimentação do vinho de 94 °C, utilizando-se a mesma quantidade de vapor.

No caso de utilização de refulvedor, as colunas comportam-se de forma semelhante nas duas temperaturas, exceto que, a 90 °C, ocorre um maior consumo de energia.

d) Concentração de álcool na alimentação (6 GL ou fração molar de 0,0193, 8 GL ou fração molar de 0,0260 e 10 GL ou fração molar de 0,0334)

A concentração de etanol influencia bastante na destilação. Tem-se que quanto menor a concentração de etanol, maior a produção de vinhaça e as concentrações acima de 10 GL são prejudiciais ao processo de fermentação, porque o crescimento das células de levedura é inibido em concentrações altas de etanol.

Utilizando-se a mesma quantidade de vapor e diminuindo-se a concentração de etanol, aumenta-se o refluxo. No caso de refulvedor, geralmente, quanto menor a concentração de etanol, maior o consumo de energia nas colunas e mais difícil de se conseguir uma concentração adequada de etanol na vinhaça. Entretanto, é mais fácil a eliminação dos subprodutos nas saídas laterais no topo. Uma menor concentração de etanol representa também uma diminuição na produção de álcool, porém, haverá mais facilidade da retirada dos álcoois de segunda ou de cabeça.

e) Refulvedor ou vapor direto?

Esta escolha depende muito da condição da usina. Caso tenha-se uma grande produção de vapor, pode-se escolher vapor direto, porém, atualmente, quando tem-se grandes quantidades de vapor, este é utilizado na geração de energia que pode ser revendida a uma concessionária energética. Com o refulvedor, há um maior investimento inicial, porém há também um menor gasto com tratamento de água e uma menor produção de vinhaça e flegmaça. Com vapor direto, tem-se um maior custo de tratamento de água.

f) Qual é a quantidade de vapor ? (550, 650, 750 kgmol/h)

O vapor fornece energia à coluna e também ajuda no controle do perfil de temperatura e pressão desta. Para que o perfil de temperatura ao longo da coluna seja mantido, é importante o controle da quantidade de energia que está sendo injetada no sistema na forma de vapor. Pode-se fazer a manipulação da pressão da coluna com uma variação da vazão de vapor. Caso haja um excesso de vapor na coluna, haverá um aumento de pressão, forçando a uma destilação rápida e imperfeita. Poderá também ocorrer arraste do vinho junto com o flegma, turvando o álcool.

A quantidade de vapor está relacionada com a concentração de etanol na entrada e à carga da coluna. Para altas concentrações de etanol há a necessidade de menos vapor para atingir as concentrações desejadas. As quantidades de 750, 650 e 550 foram escolhidas por fornecerem, na maioria dos casos, as concentrações e o consumo desejados, utilizando-se vapor saturado.

Um consumo de vapor que é dado como referência prática, para uma pressão em torno de 1,2 atm, é de aproximadamente 3,5 kg de vapor/ l de álcool hidratado e aproximadamente 5 kg de vapor/l de álcool anidro, utilizando-se a destilação com benzeno. Estima-se que 2,5 kg de vapor são gastos na coluna A e 1 kg na coluna B.

g) Qual é a temperatura do etilenoglicol na entrada da Coluna C (35,150 ou 197 °C)

A temperatura de entrada de etilenoglicol na coluna C pode variar da temperatura de ebulição (197 °C) até a temperatura ambiente. Uma temperatura de entrada maior aumenta a quantidade de energia na coluna e, portanto, diminui a quantidade de energia necessária a ser injetada na coluna pelo refeedor para se conseguir a pureza desejada. A temperatura do etilenoglicol que sai da coluna D é sua temperatura de ebulição e, portanto, caso a temperatura de entrada do etilenoglicol na coluna C seja diferente da temperatura de ebulição, é necessário adicionar um trocador de calor para resfriar o etilenoglicol. Através

das Figuras 38 e 39, percebe-se que para a temperatura de 197 °C, tem-se o consumo de energia menor e um refluxo maior do que para temperaturas menores, onde tem-se maior consumo de energia e menores refluxos e consegue-se purezas elevadas. A tabela 6 apresenta os valores das frações molares em função da temperatura e refluxo e para S/F de 0,83. Estes dados foram utilizados para gerar a Figura 39.

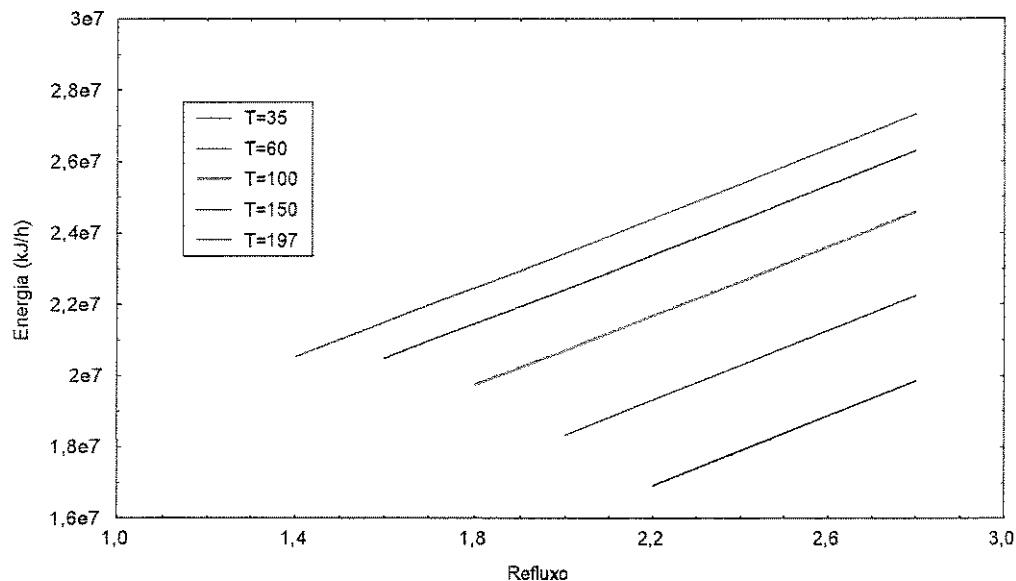


Figura 38 : Energia gasta no refeedor das colunas C e D e no trocador de calor utilizado para resfriar o etilenoglicol, em função do refluxo na coluna C; para S/F de 0,83 e para várias temperaturas

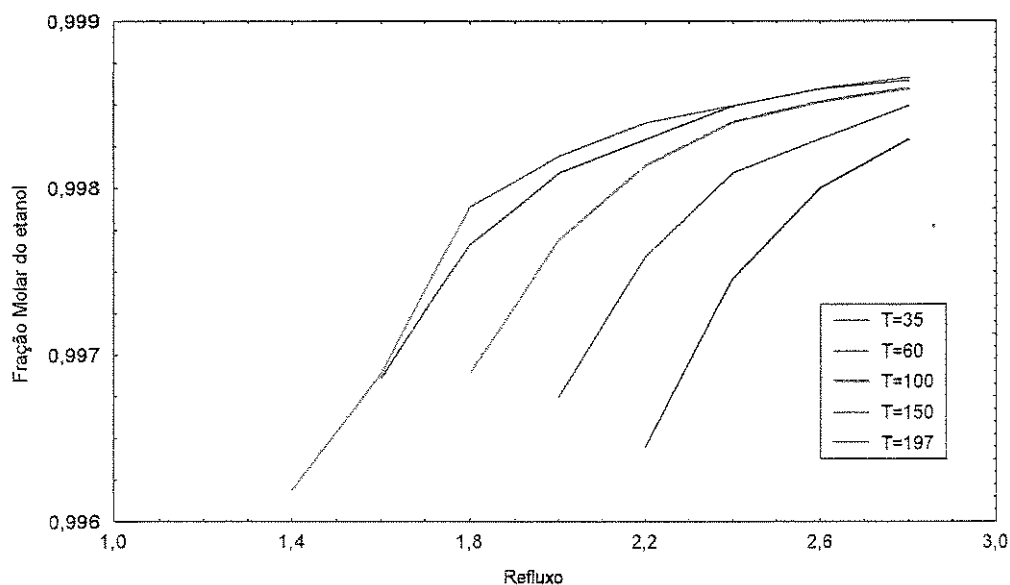


Figura 39 - Relação de refluxo com a fração molar para várias temperaturas e S/F igual a 0,83

Tabela 6 : Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e da temperatura para S/F igual a 0,83

Refluxo	T=35 °C	T=60 °C	T=100 °C	T=150 °C	T=197 °C
1,4	0,9962				
1,6	0,9969	0,9969			
1,8	0,9979	0,9977	0,9969		
2,0	0,9982	0,9981	0,9977	0,9968	
2,2	0,9984	0,9983	0,9981	0,9976	0,9964
2,4	0,9985	0,9985	0,9984	0,9981	0,9975
2,6	0,9986	0,9986	0,9985	0,9983	0,9980
2,8	0,9987	0,9987	0,9986	0,9985	0,9983

Existem três opções de temperaturas de entrada de etilenoglicol na coluna C: 35, 150 e 197 °C. As temperaturas de 197 e 150 °C foram escolhidas por gastarem menos energia e a temperatura de 35 °C foi escolhida por ser praticamente temperatura ambiente e por ser uma opção de trabalho a baixa razão de refluxo e maior pureza (Figuras 38 e 39). Em cada temperatura, por meio de várias simulações em uma condição específica de entrada da mistura etanol-água ($T = 78.08$ °C, vazão = 144,5 kmol/h, composição : 0,87 etanol, 0,13 água), foi encontrada a melhor razão S/F (vazão de solvente/vazão de alimentação da mistura). Nas Figuras de 40 a 51 são mostrados os resultados encontrados nestas simulações.

Na operação de uma coluna de destilação, a razão de refluxo (L/D - vazão de líquido da coluna pela vazão de destilado) é uma variável que pode ser mudada facilmente e que tem grande impacto no desempenho da coluna e, normalmente, é o parâmetro que é mais alterado para se conseguir o desempenho desejado. Razões de S/F influenciam no desempenho da coluna e também é uma variável de fácil alteração.

A temperatura do solvente e o prato de alimentação também têm sua influência no desempenho da coluna. Vale salientar que a temperatura de alimentação do solvente é uma variável que normalmente é constante no processo. Trabalhou-se em uma região ótima em que pequenas variações no prato de alimentação não afetavam significativamente o desempenho da coluna, estas regiões ótimas foram encontradas após observações de várias simulações. As regiões recomendadas ou ótimas para se trabalhar nas colunas são : na coluna A na região de enriquecimento do segundo ao sexto prato, na coluna B na região de esgotamento do prato 45 ao prato 41, na coluna C a alimentação da mistura azeotrópica na região de esgotamento do prato 30 ao prato 34, para a alimentação de etilenoglicol na coluna C na região de enriquecimento do segundo ao quinto prato e para a coluna D em torno do centro da coluna, contando-se os pratos do topo para o fundo.

As Figuras de 40 a 45 foram construídas para analisar o impacto do refluxo e da variação de S/F na energia gasta nas colunas C e D e na pureza do etanol obtido e também a influência da temperatura de alimentação do etilenoglicol nas colunas C e D.

Nos gráficos de energia, estão somados as energias dos refeedores das colunas C e D e a energia necessária para resfriar o etilenoglicol em um trocador de calor da temperatura de saída da coluna D (197 °C) até a temperatura desejada.

Analisando-se as Figuras de 40 a 45, percebe-se que aumentando-se a razão S/F, aumenta-se o consumo de energia, mas, também é aumentada a pureza do etanol. Na Figura 43, as curvas para S/F 1,2 e 1 são praticamente coincidentes indicando que neste ponto um aumento na vazão de etilenoglicol não acarreta em melhora da pureza do etanol. À medida que aumenta-se a temperatura do etilenoglicol, diminui-se a diferença de energia gasta para diferentes razões S/F. Pode-se observar, pelas Figuras 44 e 45, que, para a temperatura de ebulição do etilenoglicol (197 °C) para diferentes S/F, tem-se a mesma inclinação das curvas de variação de energia com reciclo. Os valores de energia para a mesma razão de refluxo são próximos, porém, tem-se diferentes purezas. Para S/F 1,2 e 0,72 não consegue-se a pureza mínima desejada (0,995). A maior pureza do etanol é conseguida na razão S/F de 1.

Para a temperatura de 150 e 197 °C para valores de S/F de 1,2 e 1 as curvas tendem a se encontrar ou cruzam-se, isto é devido ao alto valor de S/F que acaba diluindo o etanol.

Na temperatura de 197 °C, para um valor de refluxo constante, pode-se encontrar um mesmo consumo de energia para diferentes valores de S/F, porém, com purezas diferentes (Figuras 44 e 45).

As Tabelas 7,8 e 9 apresentam os valores de fração molar de etanol em função do reciclo e da temperatura. Por meio destas tabelas foi construído as Figuras 41, 43 e 45.

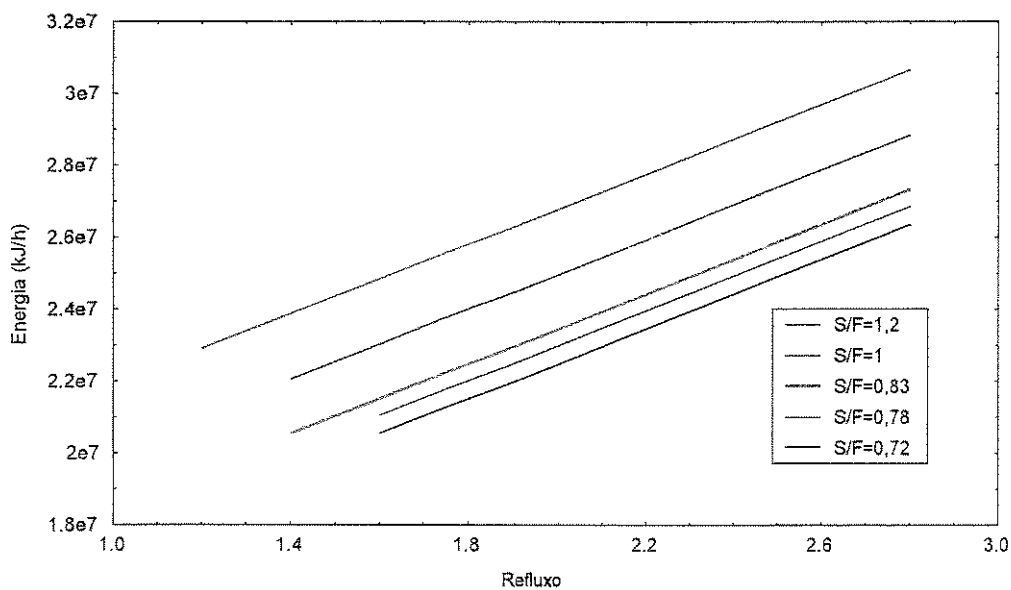


Figura 40 : Energia gasta no refeedor das colunas C e D e no trocador, para resfriar o etilenoglicol para temperatura de 35 °C, em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

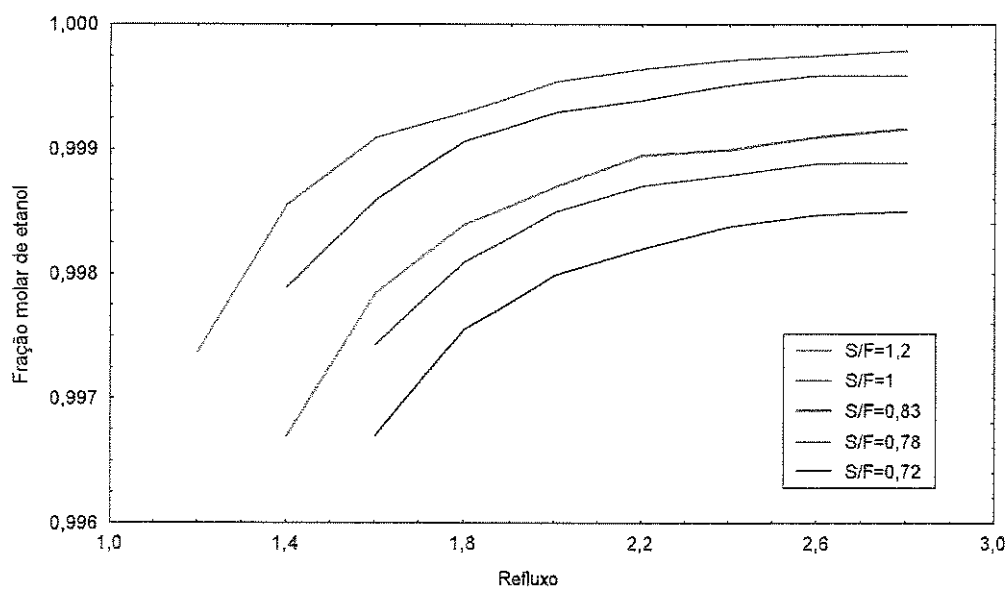


Figura 41 : Fração molar de etanol em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C para a temperatura de 35 °C

Tabela 7 : Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e de S/F para a temperatura de 35 °C

Refluxo	S/F=1,2	S/F=1,0	S/F=0,83	S/F=0,78	S/F=0,72
1,2	0,9969				
1,4	0,9981	0,9974	0,9962		
1,6	0,9986	0,9981	0,9974	0,9969	0,9962
1,8	0,9988	0,9986	0,9979	0,9976	0,9971
2,0	0,9991	0,9988	0,9982	0,9980	0,9975
2,2	0,9992	0,9989	0,9984	0,9982	0,9977
2,4	0,9992	0,9990	0,9985	0,9983	0,9979
2,6	0,9993	0,9991	0,9986	0,9984	0,9980
2,8	0,9993	0,9991	0,9987	0,9984	0,9980

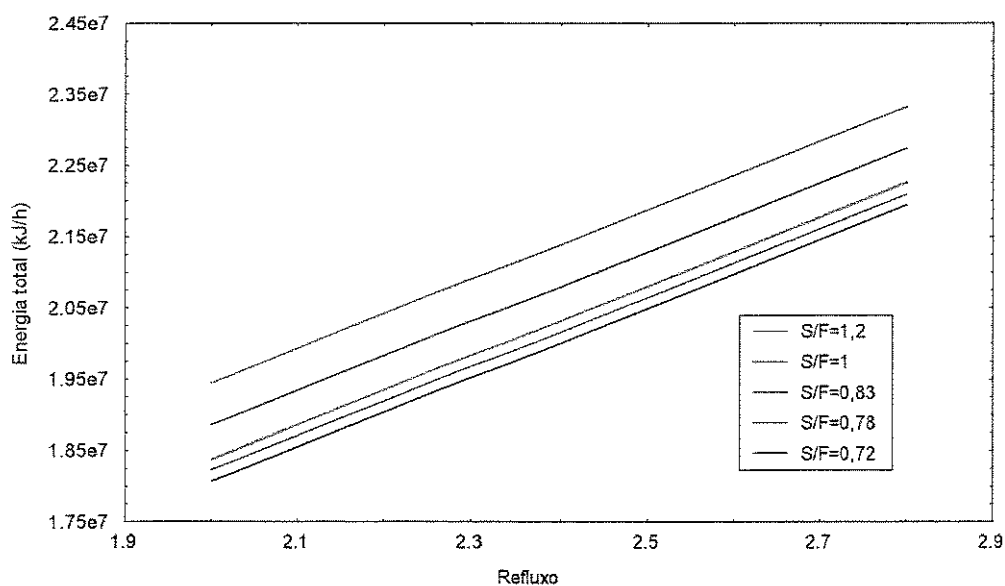


Figura 42 : Energia gasta nos refeedores das colunas C, D e no trocador para resfriar o etilenoglicol para temperatura de 150 °C, em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

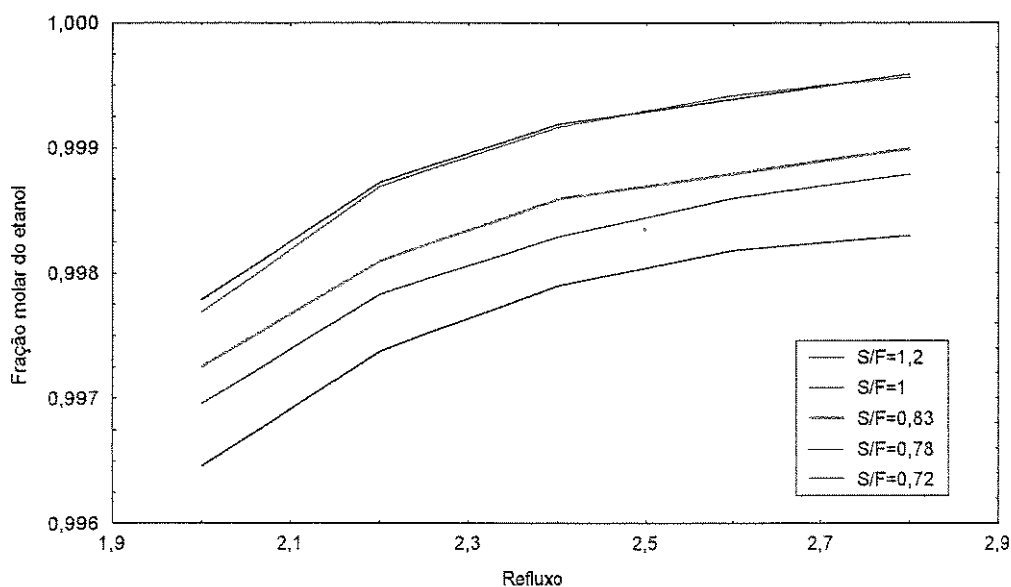


Figura 43 : Fração molar de etanol em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C para a temperatura de 150 °C

Tabela 8 : Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e de S/F para a temperatura de 150 °C

Refluxo	S/F=1,2	S/F=1,0	S/F=0,83	S/F=0,78	S/F=0,72
2,0	0,9972	0,9973	0,9968	0,9965	0,9960
2,2	0,9982	0,9982	0,9976	0,9973	0,9969
2,4	0,9987	0,9987	0,9981	0,9978	0,9974
2,6	0,9989	0,9989	0,9983	0,9981	0,9977
2,8	0,9991	0,9991	0,9985	0,9983	0,9978

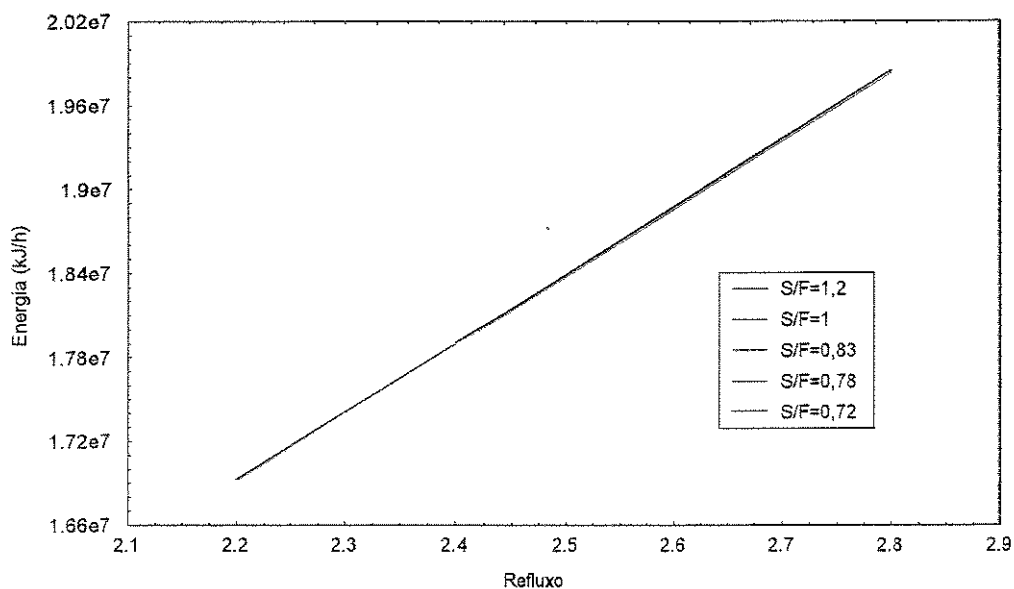


Figura 44 : Energia gasta nos refeitores das colunas C, D em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

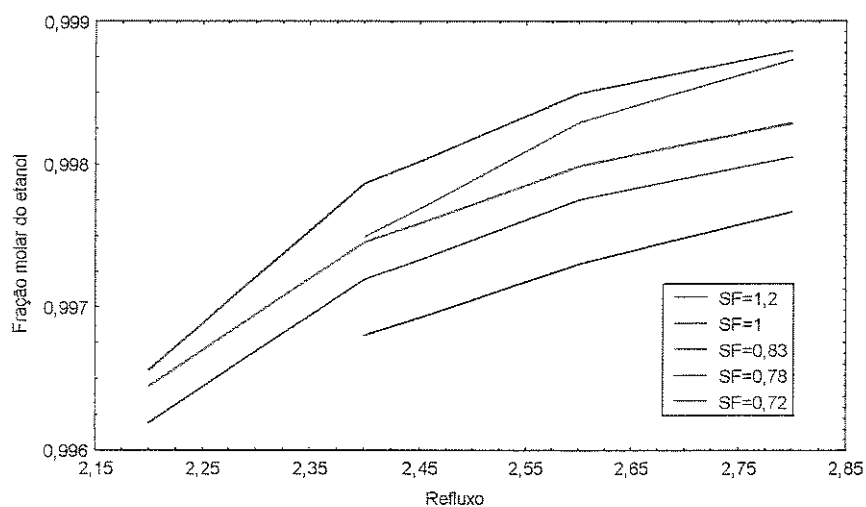


Figura 45 : Fração molar de etanol em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C para a temperatura de 197 °C

Tabela 9 : Valores de fração molar de etanol em função do refluxo e de S/F para a temperatura de 197 °C

Refluxo	S/F=1,2	S/F=1,0	S/F=0,83	S/F=0,78	S/F=0,72
2,2		0,9966	0,9964	0,9962	
2,4	0,9975	0,9979	0,9975	0,9972	0,9968
2,6	0,9983	0,9985	0,9980	0,9978	0,9973
2,8	0,9987	0,9988	0,9983	0,9981	0,9977

A escolha do melhor S/F em cada temperatura foi feita com base nas Figuras 46 a 51, onde fixou-se a pureza do etanol na fração molar de 0,995 que é uma aceita dentro das especificações de consumo exigidas pelos órgãos competentes de fiscalização. Com a pureza fixa, pode-se avaliar a variação de S/F com o consumo de energia e o refluxo. Escolheu-se a razão onde obtém-se o menor consumo de energia. Através das Figuras 46 a 51, nota-se que nem sempre o menor refluxo é onde consegue-se o menor consumo de energia.

Foram escolhidas para as temperaturas de 35°C, 150°C e 197°C, as razões de S/F de 0,72, 0,78 e 0,83 respectivamente, porque é onde tem-se o menor consumo de energia. Quando, em uma consulta ao Sistema Especialista, escolhe-se a temperatura de entrada de etilenoglicol na coluna C, o sistema, automaticamente, trabalha com a razão S/F previamente determinada.

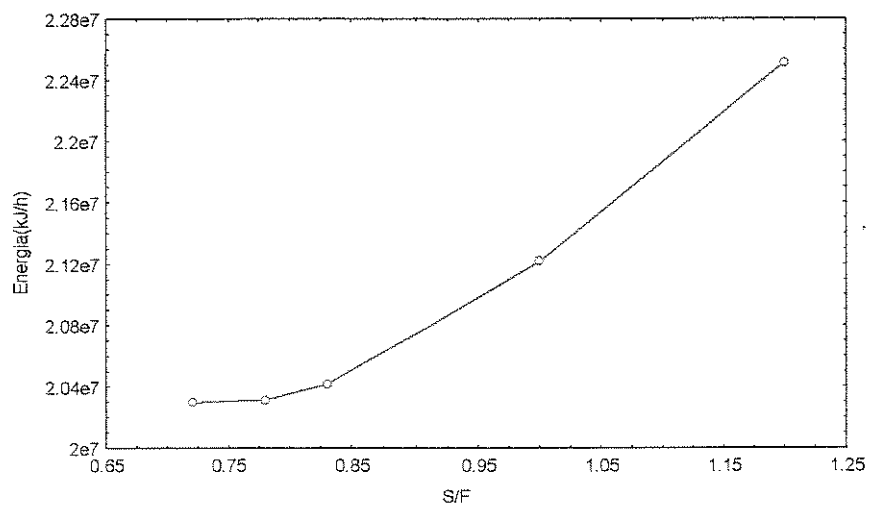


Figura 46 : Relação de S/F e energia gasta no refeedor da coluna C e D e no resfriador para a temperatura de 35 °C

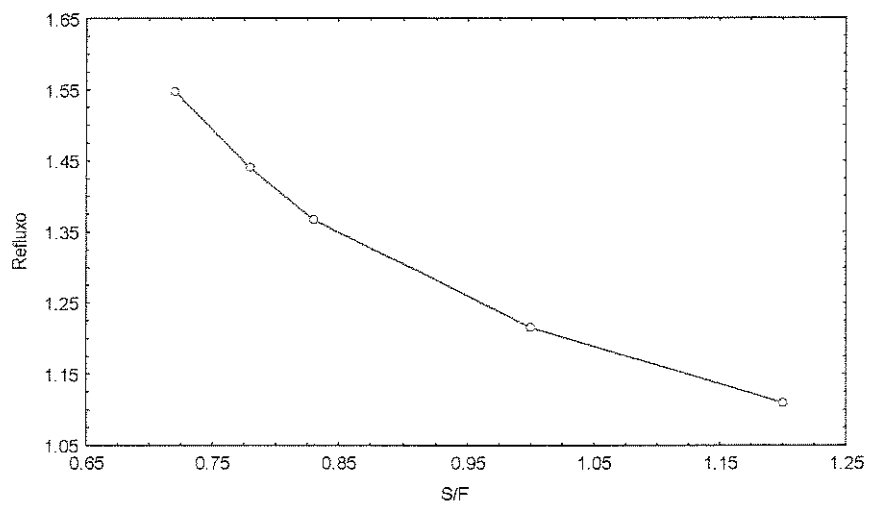


Figura 47 : Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a temperatura de 35 °C

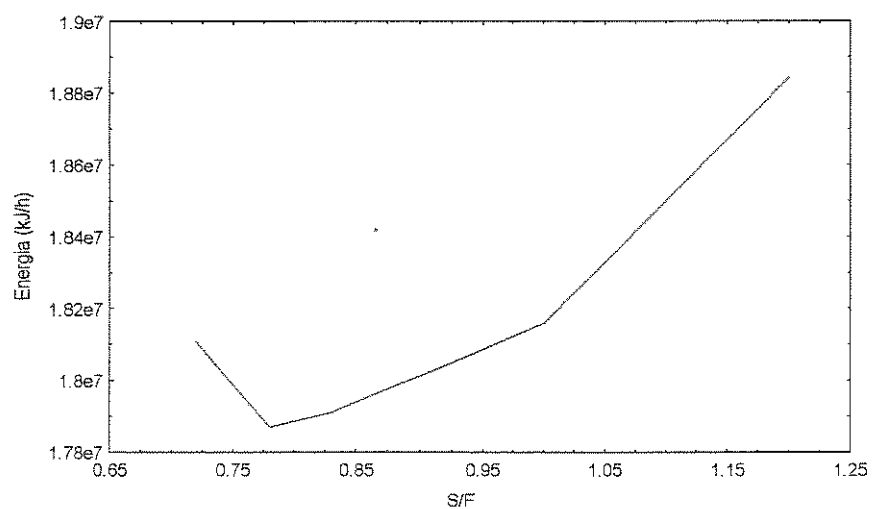


Figura 48 : Relação de S/F e energia gasta no refeedor da coluna C e D e no resfriador para a temperatura de 150 °C

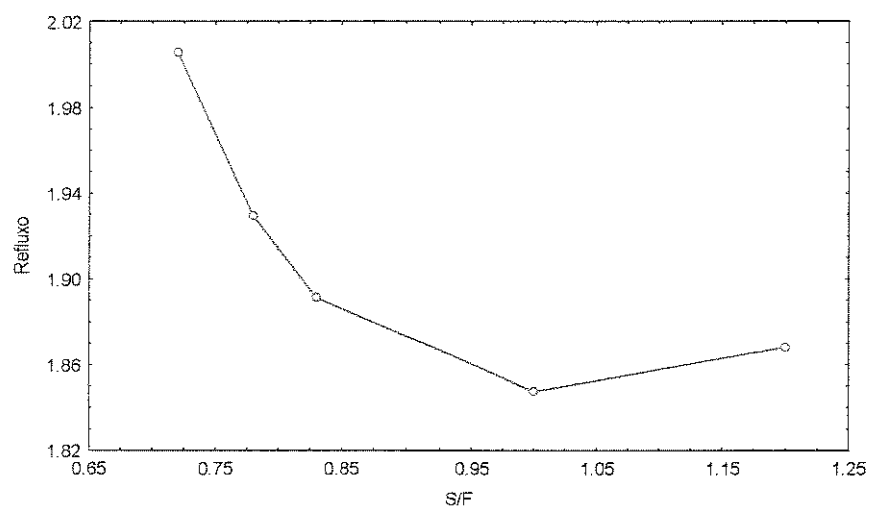


Figura 49 : Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a temperatura de 150 °C

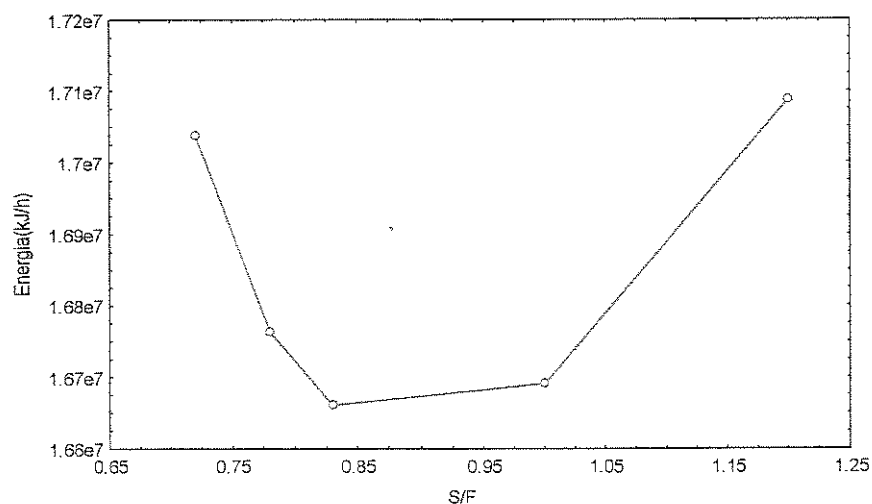


Figura 50 : Relação de S/F e energia gasta no refeedor da coluna C e D para a temperatura de 197 °C

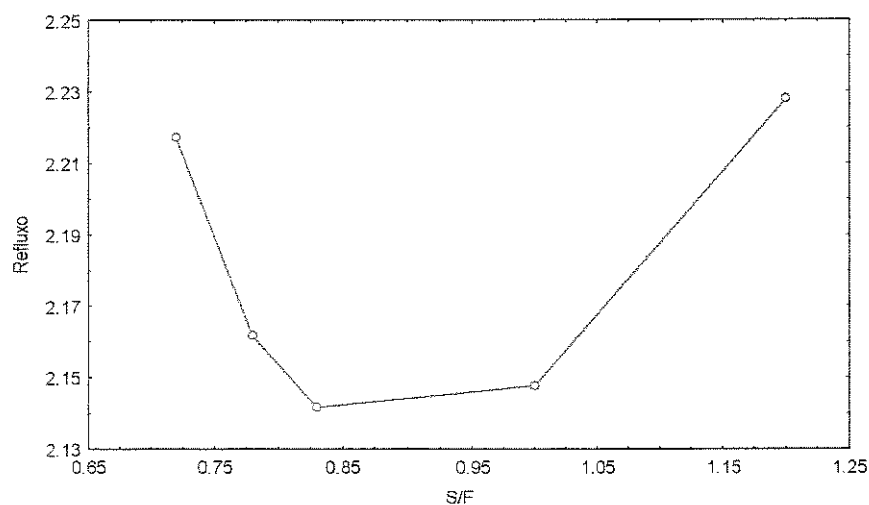


Figura 51 : Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a temperatura de 197 °C

Foram feitas simulações para a coluna C nas temperaturas de entrada de etilenoglicol de 100 °C e 60 °C. Estas simulações foram feitas para acompanhar melhor o impacto da temperatura de entrada do etilenoglicol no consumo de energia da coluna. Os resultados são análogos aos mostrados anteriormente e encontram-se no apêndice B.

V.3 - Conclusões

Neste capítulo apresentou-se a arquitetura do sistema desenvolvido, algumas janelas de trabalho do Nexpert e as questões feitas ao usuário com gráficos e simulações.

O Nexpert mostrou ser uma ferramenta robusta e útil no desenvolvimento do Sistema Especialista, sem a necessidade de grandes conhecimentos em inteligência artificial e banco de dados. Foram desenvolvidas três bases de conhecimento : moagem, fermentação e destilação, sendo que a unidade de fermentação já estava desenvolvida e foi incorporada com algumas modificações ao sistema.

Nas unidades de moagem e fermentação, existem programas que simulam o processo enquanto que, na unidade de destilação, foram feitas simulações no simulador Hysim e construído um banco de dados. Os programas trabalham com dados fundamentais para o processo.

As bases de conhecimento foram montadas seguindo o fluxo de informação de entrada dos programas de simulação. Os dados de entrada dos programas são fornecidos pelo usuário. Com o esquema de informações que são necessárias (Figuras 16, 32 e 36), as regras das bases de conhecimento foram montadas e foi feita a interface com os programas de simulação. Após a execução dos programas de simulação, o Sistema Especialista mostra ao usuário o resultado obtido do programa. No caso da destilação, foram feitas as simulações com as possíveis combinações das opções de dados de entrada e montado um banco de dados que, posteriormente, são mostrados ao usuário.

Para as perguntas feitas ao usuário, existem telas de ajuda onde foram colocadas informações e explicações sobre a pergunta e sua implicação com a unidade, incluindo gráficos que foram gerados a partir de simulações na unidade que ajudam na formação do conhecimento do usuário sobre o assunto. Por meio da coleta de informações junto a especialistas e literatura do setor, foram desenvolvidas as telas de ajuda de forma a deixar o

usuário tomar a decisão segura, sabendo quais são as implicações de sua decisão no processo.

Como o modelo matemático utilizado na base de conhecimento moagem (equações 23 a 36) trabalha com coeficientes que são pouco conhecidos no Brasil, foram desenvolvidos através de dados obtidos de simulação, vários gráficos mostrando a variação destes coeficientes com as variáveis do processo como a fração de fibra da cana, rotação e abertura das moendas e, com isto, é possível saber como variam os coeficientes frente às mudanças no processo.

Por exemplo, o usuário é inferido sobre o valor do coeficiente de preenchimento. Nas telas de ajuda o usuário vai encontrar o que é o coeficiente de preenchimento, sua definição, os fatores do processo que afetam o coeficiente e como eles afetam. Existem gráficos mostrando a influência dos parâmetros fração de fibra da cana, velocidade do cilindro e abertura de saída em trabalho da moenda no coeficiente de preenchimento e foi mostrada a implicação destes parâmetros no processo.

Na base de conhecimento fermentação, as telas de ajuda ao usuário foram montadas com base no conhecimento de especialistas e literatura existentes no setor. São feitas as explicações a respeito de vários parâmetros do processo e suas implicações na unidade e na produtividade da unidade. Parâmetros como: composição de mosto, número de cubas de tratamento, tempo de tratamento do fermento, concentração de açúcar, taxa de reciclo, concentração de células no reciclo, concentração de células no vinho delevedurado, temperatura de operação do reator, temperatura de entrada do mosto e temperatura da água de resfriamento são parâmetros importantes no processo e seus valores são escolhidos pelo usuário. Para auxiliar na resposta às questões foram montadas telas explicativas que facilitam a tomada de decisão do usuário e indicam faixas ótimas de operação.

Na base destilação, também foram montadas telas explicativas sobre parâmetros que são fundamentais ao processo como razão de refluxo, razão Solvente/Alimentação (S/F),

energia consumida e pratos de alimentação. Esta unidade partiu de um projeto específico de unidade de destilação existente com número de estágios fixos. As simulações foram conduzidas com uma vazão de vinho delevedurado fixo que é a capacidade de projeto da unidade.

As bases de conhecimento são independentes entre si, isto dá uma maior flexibilidade ao sistema e maior opção ao usuário.

VI - RESULTADOS DE UMA CONSULTA AO SISTEMA ESPECIALISTA

Este capítulo tem como objetivo apresentar alguns resultados de uma consulta ao Sistema Especialista. O usuário responde as questões de entrada consultando a ajuda fornecida e o sistema mostra os resultados da simulação.

Uma das principais e difíceis tarefas no desenvolvimento do Sistema Especialista foi o desenvolvimento dos programas de simulação das unidades de moagem e as simulações no simulador Hysim. Na unidade de moagem, o modelo utilizado não era muito bem conhecido, nem seus coeficientes e nem a convergência do método utilizado na resolução das equações algébricas não lineares. Na unidade de destilação, foi escolhido um simulador que é bem conhecido e utilizado. O simulador é uma ferramenta muito útil mas exige um aprendizado específico e também o conhecimento do processo para se conseguir a convergência do sistema.

VI.1 - Moagem

Em uma consulta ao Sistema Especialista são feitas ao usuário os seguintes pontos :

- **CASO 1** - Quando os coeficientes não são conhecidos

Qual o número de terno de moenda? **4**

Os valores dos coeficientes são conhecidos? **NÃO**

Quais os valores da densidade do caldo no bagaço, densidade do bagaço, fibra do bagaço e brix do bagaço em cada terno? **DADOS DA TABELA 10**

Tabela 10 : Dados de entrada fornecidos pelo usuário, em uma consulta ao Sistema Especialista, no caso em que os coeficientes K , C_F e I não serem conhecidos.

TERNO	Densidade do caldo no bagaço (g/cm ³)	Densidade do bagaço (g/cm ³)	Fibra do bagaço	Brix do bagaço
1	1,0377	1,2	0,3237	0,100
2	1,0211	1,22	0,4218	0,060
3	1,014	1,25	0,4326	0,043
4	1,009	1,28	0,4872	0,031

Qual o valor da extração de pol? **95,89**

Qual o valor do brix do caldo absoluto? **15,9**

Qual o valor do brix do caldo misto? **12,6**

Qual o valor da fração de fibra da cana? **10 %**

Qual o valor do brix da cana? **15,68**

Qual a capacidade de moagem? **110 TCH** (toneladas de cana/hora)

Os resultados apresentados ao usuário são a extração global e os dados das Tabelas 11 e 12.

Tabela 11 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .

mo	E^t	E^f	B_B	B_{JB}^o	W_B	W_J	B_J	B_J^o	f_B	B_B^o	h	d_B
1	75,4	80,2	3,42	14,57	34,5	75,5	13,83	18,31	31,98	9,91	58,1	1,17
2	66,1	57,6	1,45	9,45	26,3	40,5	2,81	6,93	41,84	5,50	52,6	1,2
3	61,7	33,1	0,97	6,64	25,6	32,4	0,84	2,59	43,03	3,78	53,2	1,19
4	73,3	37,3	0,61	5,20	22,7	31,7	0,36	1,14	48,56	2,68	48,7	1,22

Tabela 12 : Resultados de uma consulta ao sistema especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .

mo	$B^{\circ}i$	λ
2	2,59	2,94
3	1,14	2,88
4	0,00	2,61

EXTRAÇÃO GLOBAL DO PROCESSO % = 96.48

onde : mo - número da moenda (posição)

E^t - Extração teórica ou ideal (%)

E^r - Extração real (%)

B_B - Sólidos totais extraídos (ton/h)

B°_{JB} - Brix do caldo no bagaço (%)

W_B - Vazão mássica de bagaço (ton/h)

W_J - Vazão mássica do caldo (ton/h)

B_j - Vazão mássica de sólidos do caldo (ton/h)

B°_j - Brix do caldo (%)

f_B - fração de fibra do bagaço (%)

B°_B - Brix do bagaço (%)

h - umidade

d_B - densidade do bagaço (g/cm^3)

$B^{\circ}i$ - Brix de embebição (%)

λ - nível de embebição

- **CASO 2** - Quando os coeficientes são conhecidos

Qual o número de terno de moenda? **4**

Os valores dos coeficientes são conhecidos? **SIM**

Qual os valores dos coeficientes K, C_F e I ? **DADOS DA TABELA 13**

Tabela 13 : Dados dos coeficientes K, C_F e I fornecidos pelo usuário em uma consulta ao sistema especialista

TERNO	C_F	K	I
1	0,4176	1,282	1,08
2	0,5147	1,470	0,67
3	0,5980	1,560	0,64
4	0,6954	1,784	0,39

Qual o valor da fração de fibra da cana ? = **16,37**

Qual o valor do brix da cana ? = **16,92**

Qual a quantidade de água de embebição ? = **37,70 toneladas/hora**

Qual a capacidade de moagem ? = **110 TCH**

Os resultados apresentados ao usuário são a extração global e os dados das Tabelas 14 e 15.

Tabela 14 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K, C_F e I .

mo	E^t	E^r	B_B	B_{JB}^o	W_B	W_J	B_J	B_J^o	f_B	B_B^o	h	d_B
1	71.6	77.3	4.23	16.32	43.9	66.0	14.38	21.77	40.99	9.63	49.4	1.22
2	54.8	36.8	2.68	11.73	40.8	44.8	3.06	6.83	44.10	6.55	49.3	1.21
3	63.6	40.7	1.59	8.13	37.5	41.7	1.51	3.61	48.00	4.23	47.8	1.22
4	67.5	26.3	1.17	6.21	36.8	38.4	.42	1.09	48.89	3.17	47.9	1.22

Tabela 15 : Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I .

mo	B°i	λ
2	3.61	2.32
3	1.09	2.13
4	.00	2.09

EXTRAÇÃO GLOBAL DO PROCESSO % = 93.5

- **CASO 3** - Utilização da equação obtida para o coeficiente de reabsorção (K)

Para o caso da simulação utilizando a equação de K (equação 90), foram utilizados todos os dados padrões, exceto o valor da velocidade do rolo em que foi utilizado 5 rpm.

Neste caso temos a velocidade do cilindro de 5 rpm. Através da equação 14, calcula-se a abertura de saída em trabalho e através da equação 12, calcula-se o coeficiente de preenchimento (C_F), portanto, pode-se calcular o coeficiente de reabsorção através da equação 90. Os dados conseguidos através destas equações estão apresentados na Tabela 16. O coeficiente de embebição utilizado foi encontrado com os dados padrões. As questões feitas ao usuário estão mostradas a seguir.

Qual o número de terno de moenda? 4

Os valores dos coeficientes são conhecidos? **SIM**

Qual os valores dos coeficientes K , C_F e I ? **DADOS DA TABELA 16**

Tabela 16 : Dados dos coeficientes K , C_F e I fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista, juntamente com os valores de abertura das moendas utilizadas no cálculo do coeficiente K

TERNO	C_F	K	Abertura (mm)	I
1	0,28	1,00	24,92	1,06
2	0,35	1,06	20,97	0,88
3	0,40	1,10	17,72	0,54
4	0,47	1,17	14,52	0,51

Qual a fração de fibra da cana ? = **10,0**

Qual o valor do brix da cana ? = **15,68**

Qual a quantidade de água de embebição ? = **28,78** toneladas

Qual a capacidade de moagem ? = **110** TCH

Os resultados obtidos com esta simulação são a extração global da moenda e os dados apresentados nas Tabelas 17 e 18.

Tabela 17 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando a equação encontrada para cálculo de K .

mo	E^i	E^r	B_B	B_{JB}^o	W_B	W_J	B_J	B_J^o	f_B	B_B^o	h	d_B
1	79,4	84,1	2,79	14,20	30,6	79,4	14,79	18,64	35,98	9,09	54,9	1,19
2	63,4	55,8	1,23	8,01	26,4	37,4	2,29	6,12	41,79	4,66	53,5	1,19
3	65,8	35,5	0,79	6,19	23,8	33,2	0,74	2,22	46,25	3,33	50,4	1,21
4	73,8	37,6	0,49	4,51	22,0	30,6	0,30	0,98	50,12	2,25	47,6	1,22

Tabela 18 : Resultados de uma consulta ao sistema especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando a equação encontrada para cálculo de K .

mo	$B^{\circ}i$	λ
2	2,22	3,01
3	0,98	2,78
4	0,00	2,61

EXTRAÇÃO GLOBAL DO PROCESSO % = 97.10

- **CASO 4** - Moenda com 6 ternos e coeficientes não conhecidos

Qual o número de terno de moenda? **6**

Os valores dos coeficientes são conhecidos? **NÃO**

Qual os valores da densidade do caldo no bagaço, densidade do bagaço, fibra do bagaço, brix do bagaço em cada terno? **DADOS DA TABELA 19**

Tabela 19 : Dados de entrada fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista, no caso em que os coeficientes K , C_F e I não são conhecidos e utiliza-se seis ternos de moenda.

TERNO	Densidade do caldo no bagaço (g/cm ³)	Brix do bagaço	Densidade do bagaço (g/cm ³)	Fibra do bagaço
1	1.05	10.9	1.20	0.30
2	1.03	7.00	1.22	0.37
3	1.02	6.00	1.25	0.40
4	1.01	4.30	1.28	0.44
5	1.01	3.50	1.30	0.48
6	1.00	3.00	1.30	0.50

Qual o valor da extração de pol ? **95,89**

Qual o valor do Brix do caldo absoluto ? **15,9**

Qual o valor do Brix do caldo misto ? **12,6**

Qual a fração de fibra da cana ? **10 %**

Qual o valor do Brix da cana ? **15,68**

Qual a capacidade de moagem ? **110 TCH** (toneladas de cana/hora)

Os resultados obtidos com esta simulação são a extração global da moenda e os dados apresentados nas Tabelas 20 e 21.

Tabela 20 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com seis ternos.

mo	E^t	E^r	B^B	B_{JB}^o	W_B	W_J	B_J	B_J^o	f_B	B_B^o	h	d_B
1	72.9	76.8	4.00	15.42	36.9	73.0	13.25	18.13	29.8	10.8	59.4	1.17
2	57.8	47.8	2.09	11.02	29.9	42.9	3.47	8.08	36.7	6.97	56.3	1.18
3	51.9	21.4	1.64	9.79	27.8	36.0	1.56	4.34	39.6	5.91	54.5	1.19
4	63.2	42.3	.95	6.67	25.2	33.8	1.12	3.30	43.7	3.76	52.6	1.20
5	69.2	32.3	.64	5.33	23.0	31.2	.42	1.35	47.8	2.78	49.4	1.21
6	72.6	18.0	.53	4.70	22.2	29.0	.11	.40	49.6	2.37	48.0	1.22

Tabela 21 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando não são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com seis ternos.

mo	B^o_i	λ
2	4.34	3.27
3	3.30	3.07
4	1.35	2.84
5	.40	2.64
6	.00	2.56

EXTRAÇÃO GLOBAL DO PROCESSO % = 96,95

- **CASO 5** - Moenda com 6 ternos e coeficientes conhecidos

Qual o número de terno de moenda? **6**

Os valores dos coeficientes são conhecidos? **SIM**

Qual os valores dos coeficientes K , C_F e I ? **DADOS DA TABELA 22**

Tabela 22 : Dados dos coeficientes K , C_F e I fornecidos pelo usuário em uma consulta ao Sistema Especialista, utilizando uma moenda de 6 ternos

TERNO	I	K	C_F
1	1.06	1.04	0.26
2	1.00	0.96	0.29
3	0.87	1.09	0.31
4	0.60	1.10	0.35
5	0.54	1.10	0.37
6	0.51	1.10	0.43

Qual a fração de fibra na cana ? = **10,00**

Qual o valor do Brix da cana ? = **15,68**

Qual a quantidade de água de embebição ? = **28,78** toneladas

Qual a capacidade de moagem ? = **110** TCH

Os resultados obtidos com esta simulação são a extração global da moenda e os dados apresentados nas Tabelas 23 e 24.

Tabela 23 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com 6 ternos.

mo	E^i	E^r	B_B	B_{JB}^o	W_B	W_J	B_J	B_J^o	f_B	B_B^o	h	d_B
1	76.0	80.6	3.34	14.64	33.8	76.2	13.91	18.26	32.55	9.87	57.6	1.17
2	60.2	60.2	1.33	7.78	29.0	40.3	3.14	7.78	39.17	4.73	56.1	1.18
3	51.4	44.8	.73	4.00	29.3	34.6	1.13	3.27	37.48	2.50	60.0	1.16
4	58.5	35.1	.48	3.07	26.5	35.9	.54	1.50	41.47	1.80	56.7	1.17
5	62.5	33.8	.32	2.22	25.2	33.1	.28	.85	43.58	1.25	55.2	1.18
6	74.0	37.7	.20	1.75	22.3	31.8	.12	.37	49.42	.88	49.7	1.21

Tabela 24 - Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista quando são conhecidos os coeficiente K , C_F e I e utilizando uma moenda com 6 ternos.

mo	B^o_i	λ
2	3.27	3.15
3	1.50	3.26
4	.85	3.01
5	.37	2.89
6	.00	2.62

EXTRAÇÃO GLOBAL DO PROCESSO % = 98.86

VI.2 - Fermentação

Abaixo, apresenta-se uma consulta ao Sistema Especialista na unidade de fermentação.

Qual o tipo de mosto ? **CALDO-MAIS-MEL**

Qual a composição do mosto ? **40 %**

Qual a temperatura do vapor para tratamento do caldo ? **150 °C**

Qual o número de cubas ? **3**

Qual o tempo de tratamento do creme de leveduras : **1 hora**

Qual a vazão de entrada de mosto ? **100 m³/h**

Qual a concentração de açúcar no mosto (ART) ? **180 g/l**

Qual a concentração de células no reciclo ? **90 g/l**

Qual a concentração de células no vinho delevedurado ? **3 g/l**

Qual a taxa de reciclo ? **0,3**

Qual a temperatura do mosto ? **29 °C**

Qual a temperatura do reator ? **33,5 °C**

Qual a temperatura da água de resfriamento ? **26 °C**

Qual o número de estágios ? **4**

Qual a vazão das centrífugas ? **60 m³/h**

A Tabela 25 apresenta os resultados mostrados pelo Sistema Especialista ao usuário.

Tabela 25 : Resultados de uma consulta ao Sistema Especialista na unidade de fermentação

Número de estágios	V (m ³)	A (m ²)	v(m ³ /h)	St (g/l)	X (g/l)	P (g/l)
1	214,5	61,17	335,0	54,2	29,4	41,8
2	273,74	43,43	280,0	21,4	30,4	56,4
3	323,65	18,99	190,0	5,0	31,0	63,7
4	212,85	4,15	90,0	0,88	31,1	65,6

O sistema mostra como saída as vazões do processo e alguns parâmetros mostrados a seguir:

Concentração de substrato inicial : **180 g/l**

Vazão de alimentação : **100 m³/h**

Vazão de alimentação do reator : **143 m³/h**

Vazão de reciclo : **43 m³/h**

Vazão de vinho delevedurado : **120 m³/h**

Vazão de creme de levedura : **23 m³/h**

Vazão de sangria : **1,3 m³/h**

Vazão de água de diluição : **21 m³/h**

Produtividade do processo : **7,69 g/l**

Volume total dos reatores : **1025 m³**

Volume de cada cuba : **14 m³**

Quantidade de vapor para o tratamento de caldo : **14852,48 kg/h**

Área de troca térmica para o tratamento de caldo : **28,57 m²**

VI.3 - Destilação

Na unidade de destilação, foi construído um banco de dados específico com várias opções de entrada e utilizando o simulador Hyprotch's Process Simulator (HYSIM) . A seguir, são mostrados os resultados de algumas consultas feitas ao Sistema Especialista na unidade de destilação.

• CASO 1

O que se deseja produzir é etanol anidro ou hidratado? **ÁLCOOL ANIDRO**

Qual é a concentração de etanol do vinho delevedurado ? **10 GL**

Qual é a temperatura do vinho delevedurado ? **94 °C**

Nas colunas A e B deseja-se utilizar vapor direto ou refeedor ? **VAPOR DIRETO**

Qual é a temperatura do etilenoglicol na entrada da coluna C ? **197 °C**

Para estas condições de entrada, o sistema mostra ao usuário as características das alimentações e dos produtos das colunas. Ele apresenta como resultado a razão de refluxo, o perfil de temperatura e as vazões das correntes de entrada e saída das colunas. Os perfis de temperatura das colunas, para facilitar a visualização dos resultados, estão apresentados no apêndice C. A seguir apresenta-se estes resultados.

COLUNA A

Tabela 26 - Características da alimentação da coluna A, sendo F a corrente de entrada de vinho delevedurado e VAP_A a corrente de alimentação de vapor da coluna

Nome da corrente de alimentação	F	VAP_A
Estágio de entrada	4	25
Fração de vapor	0.0390	1.0000
Temperatura - C	94.00	100.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
Vazão - kgmole/h	4223.65	650.00
Entalpia - kJ/h	-116465001.2	7588597.0
H2O - Mole Frac	0.9666	1.0000
Etanol - Mole Frac	0.0334	0.0000

Tabela 27 : Características dos produtos formados na coluna A. No fundo da coluna sai a vinhaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_1) a mistura de álcool e água na fase vapor.

saída do estágio	1	25
fase do produto	Vapor	Líquido
nome da corrente	TOP_1	VINHAÇA
Temperatura - C	90.94	99.80
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.688026	0.999991
Etanol - Mole Frac	0.311974	9.12E-06
Vazão total - kgmole/h	452.05	4421.60

Razão de refluxo da coluna A : **0.69999**

COLUNA B

Tabela 28 - Características da alimentação da coluna B, sendo TOP_1 a corrente que sai do topo da coluna A e VAP_B a corrente de alimentação de vapor da coluna

Nome da corrente	TOP_1	VAP_B
Estágio de entrada	44	57
Fração de vapor	1.0000	1.0000
Temperatura - C	90.94	100.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
Vazão - kgmole/h	452.05	250.00
Entalpia - kJ/h	5833586.2	2918691.2
H2O - Mole Frac	0.6880	1.0000
Etanol - Mole Frac	0.3120	0.0000

Tabela 29 : Características dos produtos formados na coluna B. No fundo da coluna sai a flegmaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_2) o álcool hidratado na fase líquida.

saindo do estágio	1	57
fase do produto	Líquido	Líquido
nome da corrente	TOP_2	FLEG
Temperatura - C	78.12	99.78
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.130188	1.000000
Etanol - Mole Frac	0.869812	4.61E-10
Vazão total - kgmole/h	162.14	539.92

Razão de refluxo da coluna B : **3.48381**

COLUNA C

Tabela 30 - Características da alimentação da coluna C, sendo F a corrente que sai do topo da coluna B (álcool hidratado) e EG a corrente de alimentação de etilenoglicol da coluna

Nome da corrente	F	EG
Estágios de entrada	33	4
Fração de vapor	0.0000	0.0000
Temperatura - C	78.07	197.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
Vazão - kgmole/h	162.14	134.58
Entalpia - kJ/h	-3935665.4	-3385307.6
H2O - Mole Frac	0.1300	0.0000
Etanol - Mole Frac	0.8700	0.0000
EGlycol - Mole Frac	0.0000	1.0000

Tabela 31: Características dos produtos formados na coluna C. No fundo da coluna sai a mistura de etilenoglicol-água-etanol que vai para a coluna D e no topo da coluna (corrente LIQ) o álcool anidro na fase líquida.

Saindo do estágio	1	45
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	LIQ	BOT
Temperatura - C	78.17	133.73
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.004461	0.131405
Etanol - Mole Frac	0.994989	0.004275
EGlycol - Mole Frac	0.000550	0.864320
Vazão total - kgmole/h	141.10	155.62

Razão de refluxo da coluna C : **2.05148**

COLUNA D

Tabela 32 - Características da alimentação da coluna D, sendo BOT a corrente que sai do fundo da coluna C

Nome da corrente	BOT
Estágios de entrada	13
Fração de vapor	0.0000
Temperatura - C	133.73
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	155.62
Entalpia - kJ/h	-5725413.4
H2O - Mole Frac	0.1314
Etanol - Mole Frac	0.0043
EGlycol - Mole Frac	0.8643

Tabela 33 : Características dos produtos formados na coluna D. No fundo da coluna sai o etilenoglicol (corrente ETL) praticamente puro, que retorna para a coluna C e no topo da coluna (corrente AGUA) sai a mistura de álcool-água na fase líquida.

Saindo do estágio	1	22
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	AGUA	ETL
Temperatura - C	93.09	197.34
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.968477	0.000031
Etanol - Mole Frac	0.031515	5.85E-09
EGlycol - Mole Frac	7.41E-06	0.999969
Vazão total - kgmole/h	21.11	134.51

Razão de refluxo da coluna D : **0.80000**

• CASO 2

O que se deseja produzir é etanol anidro ou hidratado? **ÁLCOOL ANIDRO**

Qual é a concentração de etanol do vinho delevedurado ? **10 GL**

Qual é a temperatura do vinho delevedurado ? **94 °C**

Nas colunas A e B deseja-se utilizar vapor direto ou refervedor ? **REFERVEDOR**

Qual é a temperatura do etilenoglicol na entrada da coluna C ? **150 °C**

COLUNA A

Tabela 34 - Características da alimentação da coluna A, sendo F a corrente de entrada de vinho de levedurado

Nome da corrente	F
Estágios de entrada	6
Fração de vapor	0.0390
Temperatura - C	94.00
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	4223.65
Entalpia - kJ/h	-116465001.2
H2O - Mole Frac	0.9666
Etanol - Mole Frac	0.0334

Tabela 35 : Características dos produtos formados na coluna A. No fundo da coluna sai a vinhaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_1) a mistura de álcool e água na fase vapor.

Saindo do estágio	1	26
Fase do produto	Vapor	Líquido
Nome da corrente	TOP_1	VINHAÇA
Temperatura - C	91.33	100.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.699889	0.999995
Etanol - Mole Frac	0.300111	5.01E-06
Vazão total - kgmole/h	470.00	3753.65

Razão de refluxo da coluna A : **0.69999**

COLUNA B

Tabela 36 - Características da alimentação da coluna B, sendo TOP_1 a corrente que sai do topo da coluna A

Nome da corrente	TOP_1
Estágios de entrada	44
Fração de vapor	1.0000
Temperatura - C	91.33
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	470.00
Entalpia - kJ/h	6046451.4
H2O - Mole Frac	0.6999
Etanol - Mole Frac	0.3001

Tabela 37: Características dos produtos formados na coluna B. No fundo da coluna sai a flegmaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_2) o álcool hidratado na fase líquida.

Saindo do estágio	1	58
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	TOP_2	FLEG
Temperatura - C	78.12	100.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.130570	1.000000
Etanol - Mole Frac	0.869430	1.83E-08
Vazão total - kgmole/h	162.23	307.76

Razão de Refluxo da coluna B : **3.10000**

COLUNA C

Tabela 38 - Características da alimentação da coluna C, sendo F a corrente que sai do topo da coluna B (álcool hidratado) e EG a corrente de etilenoglicol da coluna

Nome da corrente	F	EG
Estágios de entrada	33	4
Fração de vapor	0.0000	0.0000
Temperatura - C	78.07	150.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
Vazão - kgmole/h	162.23	126.54
Entalpia - kJ/h	-3937849.9	-4454942.1
H2O - Mole Frac	0.1300	0.0000
Etanol - Mole Frac	0.8700	0.0000
EGlycol - Mole Frac	0.0000	1.0000

Tabela 39: Características dos produtos formados na coluna C. No fundo da coluna sai a corrente da mistura de etilenoglicol-água-etanol que vai para a coluna D e no topo da coluna (corrente LIQ) o álcool anidro na fase líquida.

Saindo do estágio	1	45
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	LIQ	BOT
Temperatura - C	78.17	132.32
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.004466	0.138581
Etanol - Mole Frac	0.995008	0.004818
EGlycol - Mole Frac	0.000526	0.856601
Vazão total - kgmole/h	141.13	147.64

Razão de refluxo da coluna C : **1.82130**

COLUNA D

Tabela 40 - Características da alimentação da coluna D, sendo BOT a corrente que sai do fundo da coluna C

Nome da corrente	BOT
Estágios de entrada	13
Fração de vapor	0.0000
Temperatura - C	132.32
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	147.64
Entalpia - kJ/h	-5454766.2
H2O - Mole Frac	0.1386
Etanol - Mole Frac	0.0048
EGlycol - Mole Frac	0.8566

Tabela 41: Características dos produtos formados na coluna D. No fundo da coluna sai o etilenoglicol (corrente ETL) praticamente puro que retorna para a coluna C e no topo da coluna (corrente AGUA) a mistura de álcool-água na fase líquida

Saindo do estágio	1	22
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	ÁGUA	ETL
Temperatura - C	92.76	197.18
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.966362	0.000166
Etanol - Mole Frac	0.033631	3.19E-08
EGlycol - Mole Frac	6.84E-06	0.999834
Vazão total - kgmole/h	21.15	126.49

Razão de Refluxo da coluna D : **0.80000**

Energia gasta no trocador de calor para resfriar o etilenoglicol a temperatura de 150 °C

Energia kJ/h = 1.27636E+06

- **CASO 3**

O que se deseja produzir é etanol anidro ou hidratado? **ÁLCOOL ANIDRO**

Qual é a concentração de etanol do vinho delevedurado ? **6 GL**

Qual é a temperatura do vinho delevedurado ? **94 °C**

Nas colunas A e B deseja-se utilizar vapor direto ou refeedor ? **REFEVEDOR**

Qual é a temperatura do etilenoglicol na entrada da coluna C ? **35 °C**

COLUNA A

Tabela 42 - Características da alimentação da coluna A, sendo F a corrente de entrada de vinho delevedurado

Nome da corrente	F
Estágios de entrada	6
Fração de vapor	0.0000
Temperatura - C	94.00
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	4223.65
Entalpia - kJ/h	-123583360.9
H2O - Mole Frac	0.9807
Etanol - Mole Frac	0.0193

Tabela 43: Características dos produtos formados na coluna A. No fundo da coluna sai a vinhaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_1) a mistura de álcool e água na fase vapor.

Saindo do estágio	1	26
Fase do produto	Vapor	Líquido
Nome da corrente	TOP_1	VINHAÇA
Temperatura - C	92.24	99.99
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.728093	0.999977
Etanol - Mole Frac	0.271907	0.000023
Vazão total - kgmole/h	300.00	3923.65

Razão de refluxo da coluna A : **0.90000**

COLUNA B

Tabela 44 - Características da alimentação da coluna B, sendo TOP_1 a corrente que sai do topo da coluna A

Nome da corrente	TOP_1
Estágios de entrada	44
Fração de vapor	1.0000
Temperatura - C	92.24
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	300.00
Entalpia - kJ/h	3830451.9
H2O - Mole Frac	0.7281
Etanol - Mole Frac	0.2719

Tabela 45: Características dos produtos formados na coluna B. No fundo da coluna sai a flegmaça na fase líquida e no topo da coluna (corrente TOP_2) o álcool hidratado na fase líquida.

Saindo do estágio	1	58
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	TOP_2	FLEG
Temperatura - C	78.12	100.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.129562	0.999999
Etanol - Mole Frac	0.870438	1.11E-06
Vazão total - kgmole/h	93.71	206.29

Razão de refluxo da coluna B : **3.20000**

COLUNA C

Tabela 46 - Características da alimentação da coluna C, sendo F a corrente que sai do topo da coluna B (álcool hidratado) e EG a corrente de alimentação de etilenoglicol da coluna

Nome da corrente	F	EG
Estágios de entrada	33	4
Fração de vapor	0.0000	0.0000
Temperatura - C	78.07	35.00
Pressão - kPa	101.32	101.32
Vazão - kgmole/h	93.71	67.47
Entalpia - kJ/h	-2274379.7	-3805453.8
H2O - Mole Frac	0.1296	0.0000
Etanol - Mole Frac	0.8704	0.0000
EGlycol - Mole Frac	0.0000	1.0000

Tabela 47: Características dos produtos formados na coluna C. No fundo da coluna sai a mistura de etilenoglicol-água-etanol que vai para a coluna D e no topo da coluna (corrente LIQ) o álcool anidro na fase líquida.

Saindo do estágio	1	45
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	LIQ	BOT
Temperatura - C	78.17	130.75
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.004496	0.147946
Etanol - Mole Frac	0.995007	0.005063
EGlycol - Mole Frac	0.000496	0.846992
Vazão total - kgmole/h	81.57	79.61

Razão de Refluxo da coluna C : **1.42184**

COLUNA D

Tabela 48 - Características da alimentação da coluna D, sendo BOT a corrente que sai do fundo da coluna C

Nome da corrente	BOT
Estágios de entrada	13
Fração de vapor	0.0000
Temperatura - C	130.75
Pressão - kPa	101.32
Vazão - kgmole/h	79.61
Entalpia - kJ/h	-2954372.2
H2O - Mole Frac	0.1479
Etanol - Mole Frac	0.0051
EGlycol - Mole Frac	0.8470

Tabela 49: Características dos produtos formados na coluna D. No fundo da coluna sai o etilenoglicol (corrente ETL) praticamente puro que retorna para a coluna C e no topo da coluna (corrente AGUA) a mistura de álcool-água na fase líquida.

Saindo do estágio	1	22
Fase do produto	Líquido	Líquido
Nome da corrente	ÁGUA	ETL
Temperatura - C	92.93	197.37
Pressão - kPa	101.32	101.32
H2O - Mole Frac	0.965413	3.66E-10
Etanol - Mole Frac	0.033036	0.000000
EGlycol - Mole Frac	0.001551	1.000000
Vazão total - kgmole/h	12.20	67.41

Razão de refluxo da coluna D : **0.80000**

Energia gasta no trocador de calor para resfriar o etilenoglicol a temperatura de 35 °C

Energia kJ/h : **2.11198E+06**

VI.4 - Conclusões

Os resultados obtidos mostram-se satisfatórios e o desvio em relação aos dados práticos foram mínimos. É mostrado ao usuário um grande número de resultados que ajudam no monitoramento das condições de operação do processo e também na construção e definição de novos projetos.

Na unidade de moagem, os resultados das simulação foram muito próximos aos dados experimentais e quando utilizou-se dados aleatórios, os resultados foram satisfatórios. Na unidade de fermentação, os desvios encontrados em relação a unidade da Usina Guarani em Severinia - SP foram mínimos.

Na unidade de destilação, comparando-se os dados de vapor com os comumente utilizados na prática, encontra-se:

Utilizando-se 650 kgmol/h de vapor na coluna A e 250 kgmol/h de vapor na coluna B (Caso 1), tem-se uma produção de etanol hidratado de 162,14 kgmol/h.

As relações encontradas são :

coluna A 1,24 kg vapor/l de etanol

coluna B 0,5 kg vapor/l de etanol.

Portanto, são valores inferiores aos padrões utilizados nas usinas (1,5 kg vapor/l de etanol para a coluna A e 1 kg vapor/l de etanol para a coluna B).

Na coluna C, utilizando-se a concentração de etanol de 10 GL (fração molar de 0,033) na entrada da coluna A, refeedor e uma temperatura de etilenoglicol de 150 °C (Caso 2) encontra-se o seguinte consumo de energia:

- coluna A 27,750 GJ/h, coluna B 7,048 GJ/h, coluna C 14,990 GJ/h e coluna D 3,250 GJ/h e uma produção de etanol anidro de 141,13 kgmol/h, portanto, encontra-se a relação:

8,17 kJ/kg de etanol anidro - que está abaixo da quantidade citada por KNAPP & DOHERTY (1990).

Para a concentração de etanol na coluna A de 6 GL, refeedor e uma temperatura de etilenoglicol de 35°C (Caso 3) encontra-se a relação:

10,42 kJ/kg de etanol anidro que está um pouco acima da quantidade citada por KNAPP & DOHERTY (1990) para destilação azeotrópica.

Para se diminuir as perdas do processo, é interessante retornar a corrente que sai no fundo da coluna D (água) para a coluna A. Esta corrente tem uma vazão muito baixa em relação as outras correntes do processo (entre 10 a 20 Kmol por hora e fração molar de etanol entre 0,025 a 0,035), e sua fração molar é muito próxima a do vinho na alimentação da coluna A.

Nas várias combinações feitas de situações no simulador, não foram encontrados resultados que estejam muito distantes dos encontrados nas usinas para o caso do etanol hidratado, assim como não foram encontrados resultados muito diferentes dos citados por KNAPP & DOHERTY (1990) em relação à produção de etanol anidro utilizando destilação extrativa

VII - CONCLUSÃO

Hoje, o mercado de combustível está altamente competitivo. É imperativo para melhorar a situação do setor sucroalcooleiro o aumento da produtividade nas usinas. O uso de novos projetos e tecnologia é um caminho para esta melhora.

O Sistema Especialista desenvolvido vem ao encontro desta necessidade, pois através dele é possível fazer uma análise rápida do processo sem maiores custos ou tempo.

Ele pode ajudar na análise econômica, no desenho de novas instalações e na remodelagem de unidades já existentes, alterando as formas de operação. O sistema apresenta um modelo que envolve uma teoria sólida e dados práticos que permitem caracterizar as operações envolvidas nas unidades desenvolvidas ajudando, assim, a reduzir perdas no setor e aumentar sua produtividade.

O software de desenvolvimento do Sistema Especialista (SMART ELEMENTS) mostrou ser uma ferramenta robusta com muitos recursos que foram indispensáveis na elaboração do trabalho. As bases de conhecimento desenvolvidas podem ser aumentadas ou alteradas sem mudanças na estrutura do sistema, o que permite uma flexibilidade da unidade frente a alterações que ocorrem no processo.

O sistema desenvolvido poderá ser utilizado com relativa facilidade, não requer conhecimentos especiais de informática e do processo em questão. Em cada módulo desenvolvido foi feita uma introdução à unidade e também a alguns parâmetros utilizados. Foram construídas várias telas de ajuda que auxiliam o usuário a conhecer o parâmetro ou o assunto em questão e tomar a sua decisão conhecendo as implicações do fator no processo.

A base de conhecimento é formada por três unidades: moagem, fermentação e destilação. O sistema na unidade de moagem simula a extração do tanden de moenda que

pode ser de quatro ou seis ternos. Foi desenvolvido um método teórico para os cálculos dos coeficientes de reabsorção e embebição, o modelo matemático foi desenvolvido a partir de trabalhos da indústria australiana que tem pesquisas e tecnologias no campo de moagem. O sistema apresenta como resposta o perfil de fibra do bagaço, brix do caldo, brix do bagaço, umidade e extração em cada moenda. Por meio de dados experimentais, foram obtidas as equações dos coeficientes de embebição e reabsorção. Na fermentação, tem-se como resposta um perfil de concentração de substrato, produto, células, volume do reator e área de troca térmica dos trocadores. Na unidade de destilação, foram feitas simulações no simulador Hysim, procurando seguir os projetos das plantas atuais (número de colunas, número de pratos, temperatura de alimentação, concentração de alimentação, especificação do álcool final etc), tem-se a opção de produção de álcool anidro e hidratado. Para o álcool anidro escolheu-se o processo de destilação extrativa e utilizou-se o etilenoglicol como solvente. Alguns parâmetros utilizados foram otimizados.

Na elaboração do sistema foi necessário interfaceamento com programas que simulam o processo (COEF4, COEF6, NCOEF4, NCOEF6, VAZAOENT, PROD), resultando em dados com bases científicas sólidas, pois estes programas foram criados sob critérios rígidos de balanços de massa, energia e cinética do processo.

A modelagem do processo de moagem já foi utilizada em várias usinas da Austrália e de Cuba apresentando bons resultados. Existem vários trabalhos sobre destilação extrativa indicando que este é um método alternativo a destilação azeotrópica e que apresenta bons resultados.

Os resultados obtidos das simulações apresentaram um desvio mínimo (5 %) em relação aos dados práticos e de processo.

VIII - SUGESTÕES

⇒ Deve-se fazer uma coleta ampla de dados na unidade de moagem a fim de se obter os coeficientes de reabsorção e embebição e, assim, construir correlações que representem uma gama maior de dados.

⇒ Seria interessante utilizar uma rede neural no banco de dados da destilação. Com isto pode-se conseguir, através do treinamento da rede, resultados para dados de entrada diferentes dos simulados.

IX - 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. & MAUGERI FILHO, F. Optimum design of a continuous fermentation unit of an industrial plant alcohol production. **Advances in Bioprocess Engineering**, 1, : 47-52,1994.
3. ANDRIETTA, S.R. & STUPIELLO, J.P. (a) Simulação e modelagem para processos de fermentação alcoólica (I) batelada alimentada. **Stab Açúcar, Álcool e Subprodutos**. 8 : 36 - 40, 1990.
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. 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.
6. ASSIS P. E. P. Estimativa consolidada de capacidad y extracción en tándens de molinos. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos**. 13 (1) : 26-29, 1994
7. BAÑARES-ALCÁNTARA, R & WESTERBERG A W. Development of na expert system for selection and synthesis of protein purification process. **Journal of Biotechnology** 11: 275-298,1989.

8. BATISTA, E. **Simulação e integração térmica SRV em colunas de destilação extrativa. Campinas, 1995.** Tese (Mestre em Engenharia de Alimentos), Faculdade de Engenharia de Alimentos. Universidade Estadual de Campinas
9. BATISTA, E.; RODRIGUES, M. I.; MEIRELLES, A. J. Optimization of a Secondary Reflux and Vaporization (SRV) distillation process using surface response analysis. **Computers Chem. Engng**, 22 S, S737-S740, 1998.
10. BERBER R.& BROSILOW C. B. A new algorithm for dynamic simulation. **Computers chem. Engng** 17 (Suppl) : S367-S372, 1993.
11. BETING, J. Álcool sem prumo. Jornal Estado de São Paulo, 21 de maio de 1998.
12. BETING, J. (a) Refresco no álcool. Jornal Estado de São Paulo, 13 de maio de 1998.
13. BIEKER T.& SIMMROCK K. H. Knowledge integrating system for the selection of solvents for extrative and azeotropic distillation. **Computers chem. Engng**. 18 (Suppl.) : S25-S29, 1994.
14. BIRKETT, H. S., CLARKE S. J., CHO Y. K. Factors affecting mill extraction. **Sugar Journal**, 49 (2) : 8-12, 1986.
15. BIRKY, G. J. & McAVOY, T. J. A general framework for creating expert systems for control system design. **Computers & Chemical Engineering** 14 (7) : 713-728, 1990.
16. BRUNELLI, SIDNEY. Desenvolvimento da extração de caldo no Brasil. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos**, 36-41, set/out 1991.

17. CAPOZZI A., NASCIMENTO G. J., NETO A. G. S. Manutenimiento de las plantas de preparación y molienda. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos**. **13** (1) : 40, 1994.
18. CINGARA A. & JOVANOVIĆ M. Analitical first-order dynamic model of binary distillation column. **Chemical Engineering Science** **45** (12) : 3585-3592, 1990.
19. CURRIER J. E. Evolution of milling techniques. **International Sugar Journal**. 99 (1184) : 409-410, 1997
20. 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.
21. DAVIDSON, V. J. Expert systems in process control. **Food Research International** **27** : 121- 128, 1994.
22. DELGADO A A & AZEREDO CÉZAR M A - **Elementos de Tecnologia e engenharia do açúcar de cana**. Piracicaba, 1977. Insituto Zimotécnico - Escola Superior de Agricultura Luis de Queiroz (ESALQ), Universidade de São Paulo.
23. FERRAS, E. ; MINIER, M. ; GOMA, G. Acetonobutylic fermentation: improvement of performances by coupling continuous fermentation and ultrafiltration. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 28, p. 523-533, 1986.
24. FIGUEIREDO, O . Proálcool vai depender do aumento de produtividade. **Jornal O Estado de São Paulo**, 24 de fevereiro de 1988.
25. FURZER I. A. Synthesis of entrainers in heteroazeotropic distillation systems. **The Canadian Journal of Chemical Engineering** **72** : 358-364, 1994.

26. GHOSE, T. & TYAGI, R. Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolisate. II product and substrate inhibition and fermentor design. **Biotechnol. Bioeng.**,21: 1411,1979.

27. GUERREIRO, M. A. **Desenvolvimento de um sistema especialista para o projeto de unidades industriais de produção de álcool.** Campinas, 1995. Tese (Mestre em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.

28. GUERREIRO, M. A., ANDRIETTA, S. R., MAUGERI, F. Expert system for the design of an industrial fermentation plant for the production of alcohol. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, 68 :163-170, 1997.

29. GYAMERAH, M. & GLOVER, J. Production of ethanol by continuous fermentation and liquid-liquid extraction. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, Oxford, v. 66, p. 145-152, 1996.

30. HIMMELBLAU, D. M. & BISCHOFF, K. B. **Process analysis and simulation: deterministic systems.** New York: John Wiley & Sons, p. 348, 1968.

31. 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.

32. HUGOT, E. **Manual da Engenharia Açucareira.** v. 1, Mestre Jou, 1977.

33. ISHIDA, K. & SHIMIZU, K. Novel repeated batch operation for flash fermentation system: experimental data and matchemathical modelling. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, Oxford, v. 66, p. 340-346, 1996.

34. JAIS P. C. Difusión en el Brazil. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos**. **13** (1) : 38-39, 1994.
35. KAHANER, D., MOLER C., NASH S. **Numerical Methods and Software**. Prentice-Hall-International, Inc, USA, 1989, p. 235
36. KIM Y. J. & SIMMROCK K. H. AZEOPERT : Na expert system for the prediction of azeotrope formation - I. Binary Azeotropes. **Computers Chem. Engng.** **21** (1) : 93-111, 1997.
37. KNAPP J. P., DOHERTY M. Thermal integration of homogeneous azeotropic distillation sequences. **AIChE Journal**, **36** (7) :969-984, 1990.
38. KRISTIC, S., PRODANOVIC S., STEVANOVIC-STEVANOVIC J. Expert aided simulation in process operation. **Computers chem. Engng.** **18** (Suppl.) : S767-S771, 1994.
39. KÜHM, I. Communications to the editor: Alcoholic fermentation in an aqueous two - phase system. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 22, p. 2393-2398, 1980.
40. LAHDENPERÄ E.; KORHONEN E.; NYSTRÖM L. An expert system for selection of solid- liquid separation equipament. **Computer chem. Engng.** **13** (4/5) : 467- 474, 1989.
41. LANDWEHR B., WOZNY G., HARTMANN H. Simulation os coupled columns with three phases. **Computers chem. Engng.** **16** (Suppl) : S395-S402, 1994.

42. 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.
43. LAROCHE I., BEKIARIS N., ANDERSEN H. W., MORARI M. The curious behavior of homogeneous azeotropic distillation - Implications for entrainer selection. **AIChE Journal** **38** (9), 1992.
44. LEE FU-MING & PAHL R. H. Solvent screening study and conceptual extractive distillation process to produce anhydrous ethanol from fermentation broth. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.**, **24**, 168-172, 1985.
45. LEE, J. H. ; WOODARD, J. C. ; PAGAN, R. J. ; ROGERS, P. L. Vacuum fermentation for ethanol production using strains of *Zymomonas mobilis*. **Biotechnology Letters**, London, v. 3, n. 4, p. 177-182, 1981.
46. LEE J. M.; POLLARD J. F.; COULMAN G. A. Ethanol fermentation with cell recycling, computer simulation. **Biotechnol. and Bioeng.** **25** : 497-511, 1983.
47. LEITCH C. J., ADAM, C. J., LOUGHRAN J. G. On the capacity of prepared cane to penetrate grooved surfaces. **Proceedings of Australian Society of Sugar Cane Technologists**, **19** : 341-349, 1997.
48. 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.
49. MAIORELLA, B.L.; BLANCH, H. W.; WILKE, C. R. By - product inhibition effects on ethanolic fermentation by *Saccharomyces cerevisiae*. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 25, p. 103-121, 1983.

50. MAIORELLA, B. L. & WILKE, C. R. Communications to the editor - Energy requirements for the vacuform process. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 22, p. 1749-1751, 1980.
51. MARTINEZ E., BELTRAMINI H., LEONE H., RUIZ C. A, HUETE E. Knowledge elicitation and structuring for a real-time expert system for monitoring a butadiene extraction system. **Computers & Chemical Engineering**, 16, S345-S352, 1992.
52. MATSUMURA, M. & MÄRKEL, H. Elimination of ethanol inhibition by perstraction. **Biotechnology and Bioengineering**. New York, v. 28, p. 534-541, 1986.
53. 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
54. MEIRELLES A., HERFURTH, H., WEISS, S. Destilação extrativa: uma alternativa viável na obtenção do etanol anidro. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 8. São Paulo, 24 a 27 jul. 1988. Anais. São Paulo, ABEQ, 1988. V.1, p. 211-224.
55. MEIRELLES A., WEISS S., HERFURTH H.. Ethanol dehydration by extractive distillation. **J. Chem. Tech. Biotchnol.** 53 : 181-188, 1992.
56. MEIRELLES A. & TELIS V. Mass transfer in extractive distillation of ethanol/water by packed columns. **Journal of Chemical engineering of Japan**, 27 (6) : 824-827, 1994.
57. MINIER, M. & GOMA, G. Ethanol production by extractive fermentation. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 24, p. 1565-1579, 1982.

58. MITTAL B. L. The optimum quantity of imbibition water to be added. **Proceedings of the All India Sugar Technologists**, 3 : E8.1-E8.4, 1969
59. MORITZ, J. W. & DUFF, S. J. B. Simultaneous saccharification and extractive fermentation of cellulosic substrates. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 49, p. 504-511, 1996.
60. MUNRO B. M. A preliminary imbibition experiment. **Proceedings of Queensland Society of Sugar Cane Technologists**, 29 Conference : 257-260, 1962.
61. MUNRO B. M. Further imbibition experiments. **Proceedings of Queensland Society of Sugar Cane Technologists**, 30 Conference : 105-110, 1963.
62. MUNRO B. M. & RUSSEL, G. E. Bagasse milling studies. **Proceedings of Queensland Society of Sugar Cane Technologists**, 31 Conference : 45-51, 1964.
63. MURRY C. R. Some theoretical trends in the extraction performance of crushing trains. **Proceedings of Queensland Society of Sugar Cane Technologists**, 32 Conference : 223-230, 1965.
64. MURRY C. R. & HOLT J. E. The mechanics of crushing sugar cane. **Elsevier Publishing Company**, Amsterdam, 1967.
65. MURRY C. R., McWHINNEY W., RUSSEL G. E. Analogue computer simulation studies of the extraction performance of crushing trains. **Proceedings of Queensland Society of Sugar Cane Technologists**, 34 Conference : 211-218, 1967.
66. MURTAGH, J. E. Fuel ethanol production - The US experience. **Process Biochemistry**, 22, 61-65, April 1986

67. NAPHTALI, L. M. & SANDHOLM, D. P., Multicomponent separation calculations by linearization, **AICHE J.**, 17, 148-153, 1971.
68. 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.
69. PAPAFOITIOU, 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.
70. PARTANEN A G., PEIRCE R. D., BITMEAD R. R. Crushing mill control for sugar cane - A robust, nonadaptive LQL, LTR strategy. **Control Eng Practice**, 2 (1) : 3-16, 1994
71. PASCAL F., DAGOT C., PINGAND H., CORRIOU J. P., PONS M. N., ENGASSER J. M. Modeling of an industrial alcohol fermentation and simulation of the plant by a process simulator. **Biotechnol and Bioeng.** 46 : 202-217, 1995.
72. PEREDA, E. S. & FRIEDMAN P. Um metodo teorico y experimental para determinar los coeficientes de reabsorcion e imbibicion en un tren de molinos de cana. **CubaAzúcar**, April/Junio : 52-60, 1977.
73. PHAM, C. B. ; MOTOKI, M. ; MATSUMURA, M. ; KATAOKA, H. Simultaneous ethanol fermentation and stripping process coupled with rectification. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, New York, v. 68, n. 1, p. 25-31, 1989.
74. PHAM H. N. & DOHERTY M. F. Design and synthesis of heterogeneous azeotropic distillations - III column sequences. **Chemical Engineering Science** 45 (7) : 1845-1854, 1990.

75. PITT Jr., W. W. ; HAAG, G. L. ; LEE, D. D. Recovery of ethanol from fermentation broths using selective sorption-desorption. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 25, p. 123-131, 1983.

76. PROKOPAKIS G. J. & SEIDER W. D. Feasible specifications in azeotropic distillation. **AIChE Journal**, 29 (1) : 49-60, 1983.

77. QURESHI, N. & MADDUX, I. S. Continuous production of acetone-butanol-ethanol using immobilized cells of *Clostridium acetobutylicum* and integration with product removal by liquid-liquid extraction. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, Osaka, v. 80, n. 2, p. 185-189, 1995.

78. RAMALINGHAM, A. & FINN, R. K. The vacuform process, a new approach to fermentation of alcohol. **Biotechnology and Bioengineering**. New York, v. 19, p.583-589, 1977.

79. REID, R. C.; PRAUSNITZ, J. M; POLING, B. E. **The properties of gases and liquids**. 4^a ed. Singapure : McGraw - Hill Book Company, 1989. 741 p.

80. 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.

81. REMBERG C., INTEMANN K., FETT F. N., WOZNY G. Decision supporting system for the design of control systems for distillation columns. **Computers chem. Engng**. 18 (Suppl.) : S409-S413, 1994.

82. RIBA, J. P. EEEE & GOMA, G. Procèdes d'extraction de l'ethanol et fermentation extractive. **Colloque Soc. Fr. Microbiol**, Reims, p. 83-108, 1981.

83. 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.
84. RUSSEL G. E. & MURRY C. R. A simulated crushing experiment. **Proceedings of Queensland Society of Sugar Cane Technologists**, 36 Conference : 343-347, 1969.
85. SALERMO A. G. Difusão da cana - Processo de alta eficiência. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub- produtos**, 35-37, 1987.
86. SANTOS, SUZANA Dornelles tem projeto de incentivo ao carro a álcool. **Jornal O Estado de São Paulo**, 11 de março de 1998.
87. SCHEMBECKER G., SCHITTENHELM W., SIMMROCK K. H. Cooperating knowledge integrating systems for the sythesis of energy - integrated distillation process. **Computers chem Engng**. 18 (Supl.) : S131-S135, 1994.
88. 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.
89. SILVA, F. L. H. **Modelagem, simulação e controle de fermentação alcoólica contínua extrativa**. Campinas, 1998. Tese (Doutor em Engenharia de Alimentos) Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.

90. SILVA, F. L. H. ; DECHECHI, E. C. ; MACIEL FILHO, R. ; RODRIGUES, M. I. & MAUGERI FILHO, F. Modeling, simulation, optimization and control of extractive alcoholic fermentation process. In: 8th European Congress on Biotechnology. **Book of abstracts**. Budapest, 1997, p. 269.
91. SILVA, F. L. H. & MAUGERI FILHO, F. Fermentação alcoólica: estudo dinâmico. In: 1er Congreso de Ingenieria de Procesos del Mercosur. **Anais**. Bahia Blanca, 1997, p. 421-422.
92. SILVA, S. Álcool do Brasil precisa de isenção para ir aos EUA. Jornal Estado de São Paulo, 14 de maio de 1998.
93. SKOVBOG P. & MICHELSEN M. L. A flexible algorithm for simulation and optimization of continuous distillation. **Computers chem. Engng.** **16** (Suppl.) : S255-S262, 1992.
94. SLAPACK, G. E. ; RUSSEL, I. ; STEWART, G. G. **Thermophilic microbes in ethanol production**, Florida: CRC Press, 1987, 186p.\
95. SPENCER E. F. & MEADE G. P. Manual del azúcar de caña. Montaner y Simon, Barcelona, 1967.
96. SULLIVAN M. D. Cane Sugar extraction technology for the 21st century. **International Sugar Journal**, **97** (1159) : 303-306, 1995.
97. TAYLOR, F. ; KURANTZ, M. J. ; GOLDBERG, N. ; CRAIG Jr., J. C. Continuous fermentation and stripping of ethanol. **Biotechnology Progress**, New York, v. 11, n. 6, p. 693-698, 1995.

98. TAYLOR, F. ; KURANTZ, M. J. ; GOLDBERG, N. ; CRAIG Jr., J. C. Control of packed column fouling in the continuous fermentation and stripping of ethanol. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 51, p. 33-39, 1996.
99. VAN UDEN N. Ethanol toxicity and ethanol tolerance in yeasts. **Biotechnol. and Bioeng.** 27 : 189-195, 1985.
100. VICENTE, M. S.; GONZO, E. E.; GOTTIFREDI, J. C. Separation de ethanol-water mixtures by pervaporation through poly (acrylamide-cobisacrylamide) gel membranes. **Latin American Applied Research**, Buenos Aires, v. 23, n.3, p. 173-178, 1993.
101. VASCONCELOS, C. J. & MACIEL, M. R. W. **Simulação e otimização de processos de separação de misturas não-ideais: da superfície de equilíbrio ao projeto fatorial**. 1^{er} Congresso de Ingenieria de Procesos del Mercosul, ENPROMER'97, 1-4 Setembro, Bahia Blanca, Argentina, p 401-402, 1997
102. 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.
103. XIAO-DONG H., FOLEY H. C., STILES A B. Design of alcohol synthesis catalysts assisted by a knowledge-based expert system. **Ind. Eng. Chem. Res.** 30 : 1419-1427, 1991.
104. ZAPERLON, F. & ANDRIETTA, S. R. Fermentação contínua para a produção de álcool. **Stab. Açúcar, Álcool e Sub-produtos.** 10 (4) : 23-28, 1992.

105. WALAS, S. M. **Phase equilibria in chemical engineering**. Boston : Butterworth, 1985, 671 p.
106. WEBRE A L. An absolute criterion of millwork? **Proceedings of the International Society of Sugar Cane Technologists**, **13** : 1595-1599, 1968.
107. WIENESE A A milling review. **Proceedings of the South African Sugar Technologists' Association**, **69** : 192-195, 1995.
108. WIENESE A (a) The efefect of imbibition and cane quality on the front end mass balance. **Proceedings of the South African Sugar Technologists' Association**, **69** : 186-190, 1995.
109. WONG D. S. H., JANG S. S., CHANG C. F. Simulation of dynamics and phase pattern changes for an azeotropic distillation column. **Computers chem. Engng.** **15** (5) : 325-335, 1991.

APÊNDICE

A

DADOS EXPERIMENTAIS DA UNIDADE DE MOAGEM

Coletados da Destilaria Agropéu - Pompeu - MG

DIA 10/07/1997

CALDO	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno	CALDO MISTO
BRIX	16,0	7,65	4,15	2,25	12,6
POL	13,39	7,64	4,27	2,58	10,83
PUREZA	86,36	80,41	79,14	80,63	85,97

BAGAÇO	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno	cana
umidade	57,6	51,8	52,4	48,2	74,3
fibra	32,37	42,18	43,26	48,72	10,02
brix	10,03	6,02	4,34	3,08	15,68
pol	8,66	4,84	3,43	2,49	12,45
extração	78,47	90,76	93,62	95,89	

coeficientes	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno
C_F	0,255	0,3144	0,365	0,425
k	1,04	0,959	1,09	1,105
I	1,06	0,87	0,54	0,51

DIA 16/07/1997

CALDO	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno	CALDO MISTO
BRIX	18,7	9,05	3,95	2,8	12,6
POL	15,97	8,45	3,32	2,84	12,18
PUREZA	88,72	81,25	75,45	71,00	84,00

BAGAÇO	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno	cana
umidade	48,4	48,6	47,0	47,2	66,7
fibra	41,61	44,68	48,33	49,3	16,37
brix	9,99	6,72	4,67	3,50	16,92
pol	8,86	5,46	3,53	2,49	13,99
extração	75,08	85,70	91,45	94,09	

coeficientes	1 º terno	2º terno	3º terno	4º terno
C _F	0,4176	0,5147	0,598	0,6954
k	1,282	1,470	1,56	1,784
I	1,08	0,67	0,64	0,39

DIA 08/09/1997

CALDO	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno	CALDO MISTO
BRIX	20,0	11,3	6,9	3,8	17,2
POL	18,04	11,58	5,76	3,14	15,26
PUREZA	90,05	86,85	83,56	82,88	89,76

BAGAÇO	1º terno	2º terno	3º terno	4º terno	cana
umidade	51,2	51,0	47,6	47,0	56,61
fibra	36,14	43,40	46,81	48,90	70,04
brix	12,66	5,60	5,60	4,10	10,00
pol	11,39	4,86	4,66	3,36	19,60
extração	81,69	84,75	94,22	96,01	

coeficientes	1 º terno	2º terno	3º terno	4º terno
C _F	0,255	0,3144	0,365	0,425
k	0,9129	0,9306	0,989	1,096
I	1,03	1,21	0,17	0,46

DIA 10/09/1997

CALDO	1° terno	2° terno	3° terno	4° terno	CALDO MISTO
BRIX	21,3	11,2	6,8	3,65	16,0
POL	118,4	9,56	5,55	2,82	14,03
PUREZA	88,45	85,45	81,70	75,63	87,07

BAGAÇO	1° terno	2° terno	3° terno	4° terno	cana
umidade	51,00	50,2	47,4	45,6	56,74
fibra	36,78	42,21	47,98	50,85	68,90
brix	12,22	7,60	4,62	3,55	19,03
pol	10,81	6,49	3,77	2,51	19,03
extração	77,99	88,49	94,12	96,30	

coeficientes	1 ° terno	2° terno	3° terno	4° terno
C _F	0,3079	0,3795	0,441	0,5127
k	1,08	1,16	1,159	1,261
I	1,05	0,86	0,79	0,38

APÊNDICE B

RESULTADOS OBTIDOS PARA TEMPERATURAS DE ALIMENTAÇÃO DO ETILENOGLICOL NA COLUNA C DE 60 E 100 °C

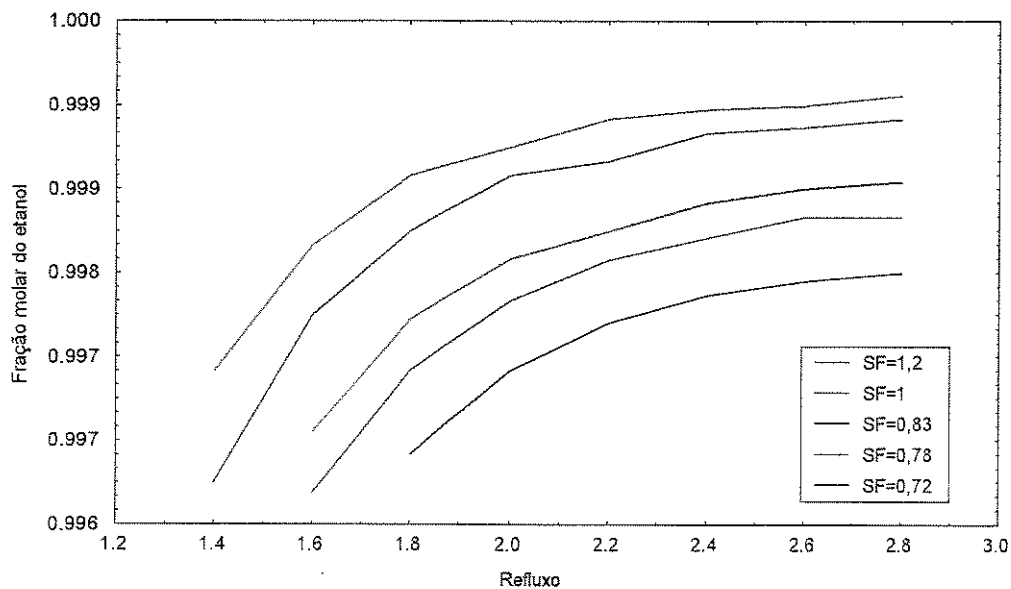


Figura B1 : Pureza do etanol para a temperatura de 60 °C em função do refluxo para várias relações de S/F da coluna C

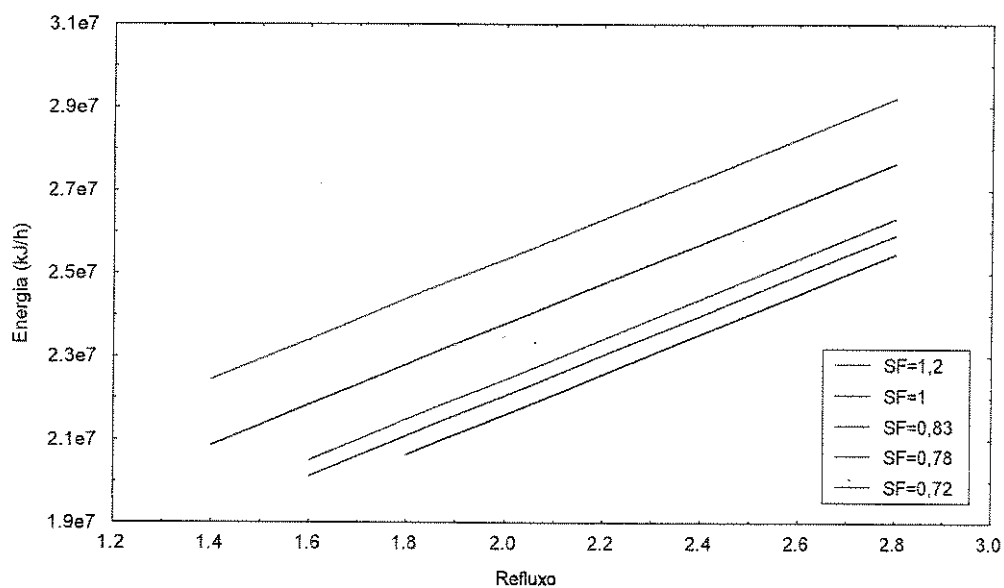


Figura B2 : Energia gasta no refeedor das colunas C, D e no trocador de calor para resfriar o etilenoglicol para a temperatura de 60 °C

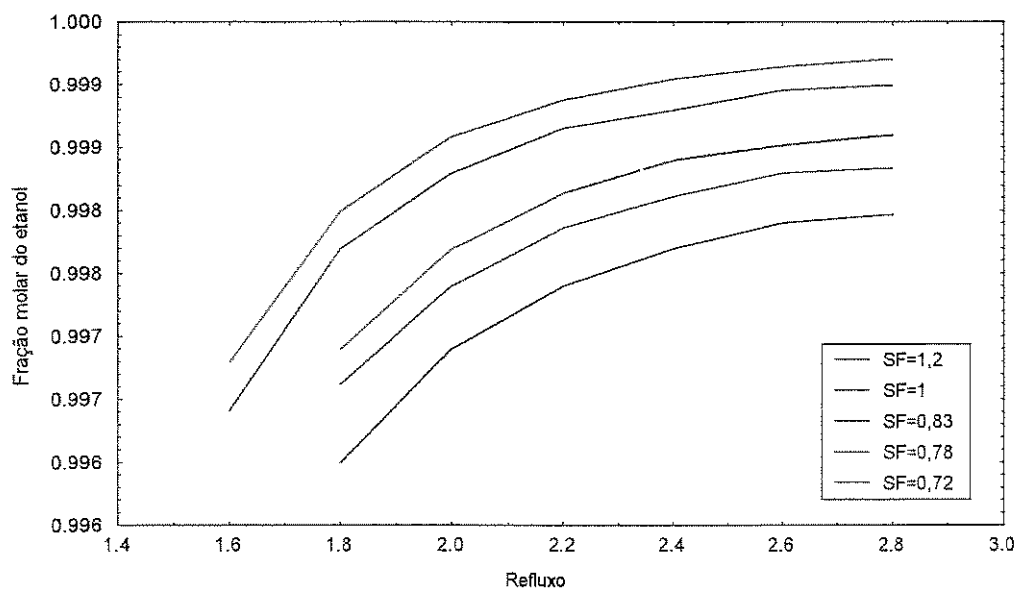


Figura B3 : Pureza do etanol para a temperatura de 100 °C em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

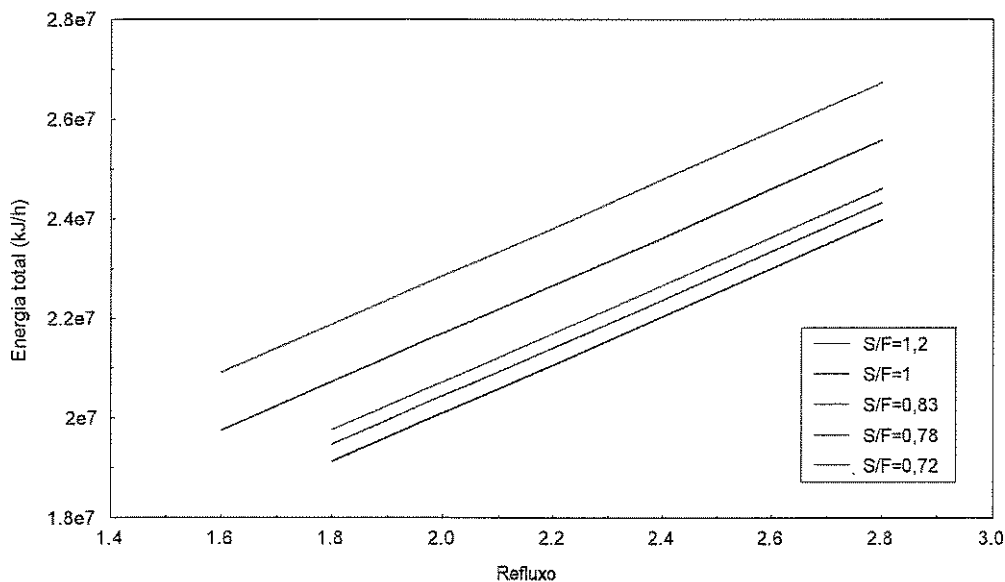


Figura B4 : Energia gasta no refeedor das colunas C, D e no trocador de calor para resfriar o etilenoglicol para a temperatura de 100 °C, em função do refluxo e para várias relações de S/F da coluna C

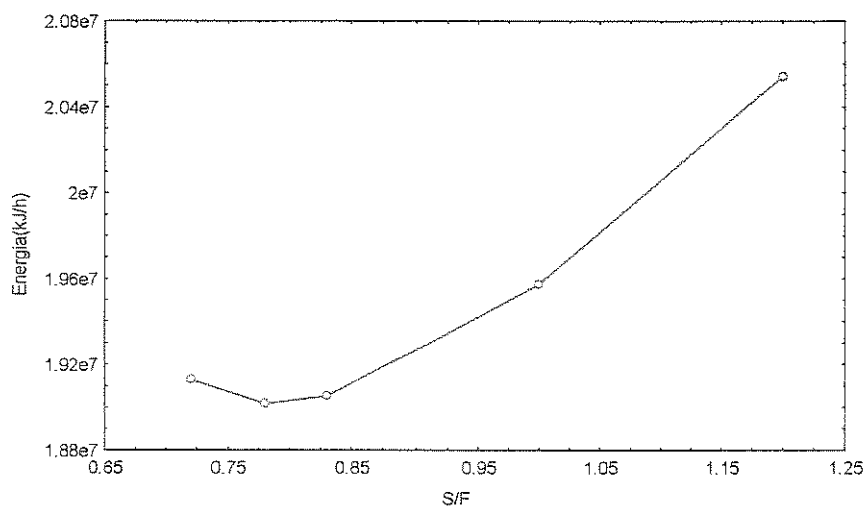


Figura B5 : Relação de S/F e energia gasta no refeedor das colunas C, D e no resfriador para a temperatura de 100 °C

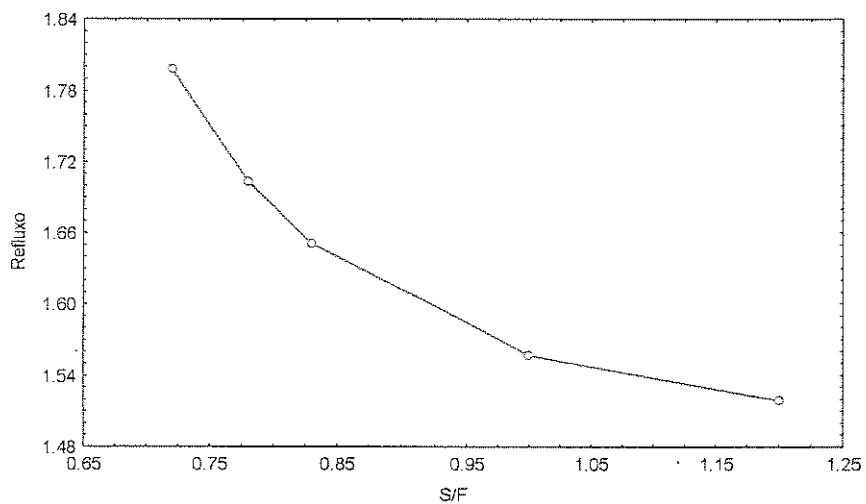


Figura B6 : Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a temperatura de 100 °C

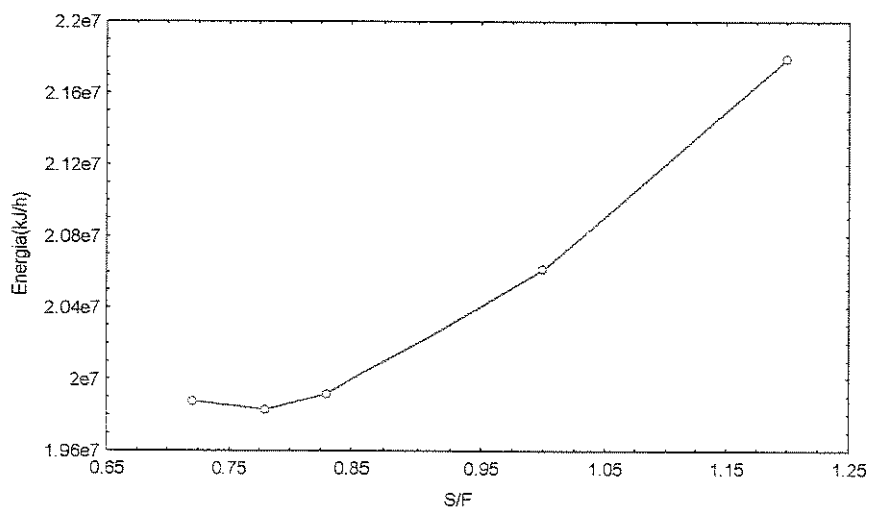


Figura B7 : Relação de S/F e energia gasta no refeedor das colunas C, D e no resfriador para a temperatura de 60 °C

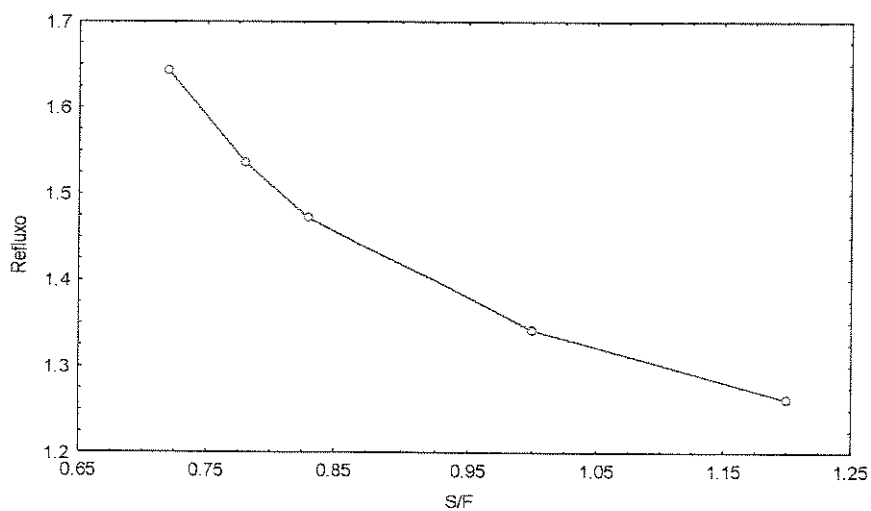


Figura B8 : Relação de S/F e razão de refluxo da coluna C para a temperatura de 60 °C

APÊNDICE C

PERFIS DE TEMPERATURA E VAZÃO DAS COLUNAS APRESENTADAS

• CASO 1

COLUNA A

Stg No	Pres. kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		
			Líquido	Vapor	Alimentação
1	101.3	90.9	316.4		
2	101.3	94.3	317.1	768.5	
3	101.3	94.7	315.8	769.2	
4	101.3	96.5	4398.2	767.9	4223.6
5	101.3	95.3	4386.3	626.6	
6	101.3	95.8	4387.2	614.7	
7	101.3	96.5	4389.3	615.6	
8	101.3	97.2	4391.5	617.7	
9	101.3	97.8	4393.7	619.9	
10	101.3	98.3	4396.1	622.1	
11	101.3	98.7	4398.7	624.5	
12	101.3	99.1	4401.2	627.1	
13	101.3	99.3	4403.6	629.6	
14	101.3	99.5	4405.6	632.0	
15	101.3	99.7	4407.2	634.0	
16	101.3	99.8	4408.4	635.6	
17	101.3	99.8	4409.3	636.8	
18	101.3	99.9	4409.9	637.7	
19	101.3	99.9	4410.4	638.3	
20	101.3	100.0	4410.7	638.8	
21	101.3	100.0	4410.9	639.1	
22	101.3	100.0	4411.0	639.3	
23	101.3	100.0	4411.1	639.4	
24	101.3	100.0	4411.3	639.5	
25	101.3	99.8		639.7	650.0

COLUNA B

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		
			Líquido	Vapor	Alimen.
1	101.3	78.1	564.9		
2	101.3	78.1	564.6	727.0	
3	101.3	78.1	564.3	726.7	
4	101.3	78.1	564.1	726.5	
5	101.3	78.1	563.9	726.2	
6	101.3	78.2	563.6	726.0	
7	101.3	78.2	563.4	725.8	
8	101.3	78.2	563.2	725.5	
9	101.3	78.2	563.0	725.3	
10	101.3	78.2	562.7	725.1	
11	101.3	78.2	562.5	724.9	
12	101.3	78.2	562.3	724.7	
13	101.3	78.2	562.1	724.4	
14	101.3	78.2	561.9	724.2	
15	101.3	78.2	561.6	724.0	
16	101.3	78.2	561.4	723.8	
17	101.3	78.3	561.1	723.5	
18	101.3	78.3	560.9	723.3	
19	101.3	78.3	560.6	723.0	
20	101.3	78.3	560.3	722.8	
21	101.3	78.3	560.0	722.5	
22	101.3	78.3	559.7	722.2	
23	101.3	78.4	559.3	721.8	
24	101.3	78.4	558.9	721.5	
25	101.3	78.4	558.5	721.1	
26	101.3	78.5	558.0	720.6	
27	101.3	78.5	557.5	720.2	
28	101.3	78.6	556.8	719.6	
29	101.3	78.6	556.1	719.0	
30	101.3	78.7	555.2	718.2	
31	101.3	78.8	554.1	717.3	
32	101.3	79.0	552.8	716.3	
33	101.3	79.2	551.0	714.9	
34	101.3	79.5	548.4	713.1	
35	101.3	80.0	544.7	710.6	
36	101.3	80.9	537.9	706.8	

37	101.3	83.1	526.8	700.1	
38	101.3	88.1	523.1	688.9	
39	101.3	92.1	524.7	685.3	
40	101.3	93.3	525.4	686.8	
41	101.3	93.6	525.6	687.5	
42	101.3	93.6	525.6	687.7	
43	101.3	93.7	521.4	687.7	
44	101.3	99.7	537.8	683.6	452.1
45	101.3	97.7	534.0	247.9	
46	101.3	99.3	535.0	244.1	
47	101.3	99.8	535.4	245.1	
48	101.3	99.9	535.5	245.4	
49	101.3	100.0	535.5	245.6	
50	101.3	100.0	535.5	245.6	
51	101.3	100.0	535.5	245.6	
52	101.3	100.0	535.5	245.6	
53	101.3	100.0	535.5	245.6	
54	101.3	100.0	535.5	245.6	
55	101.3	100.0	535.5	245.6	
56	101.3	100.0	535.6	245.6	
57	101.3	99.8		245.7	250.0

COLUNA C

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		Reb/Refer
			Líquido	Vapor	Aliment. GJ/h
1	101.3	78.2	289.5		0.0 V -16.586 141.1 L
2	101.3	78.2	289.1	430.6	
3	101.3	78.5	282.8	430.2	
4	101.3	85.5	347.3	423.9	134.6
5	101.3	83.9	344.6	353.9	
6	101.3	83.8	344.4	351.2	
7	101.3	83.8	344.3	350.9	
8	101.3	83.9	344.2	350.8	
9	101.3	83.9	344.2	350.8	
10	101.3	83.9	344.1	350.7	
11	101.3	84.0	344.0	350.6	
12	101.3	84.0	344.0	350.6	
13	101.3	84.1	343.9	350.5	
14	101.3	84.1	343.8	350.4	
15	101.3	84.2	343.7	350.3	
16	101.3	84.2	343.7	350.3	
17	101.3	84.3	343.6	350.2	
18	101.3	84.3	343.5	350.1	
19	101.3	84.4	343.4	350.0	
20	101.3	84.5	343.3	349.9	
21	101.3	84.6	343.2	349.8	
22	101.3	84.6	343.1	349.7	
23	101.3	84.7	343.0	349.6	
24	101.3	84.8	342.9	349.5	
25	101.3	84.9	342.8	349.4	
26	101.3	84.9	342.7	349.3	
27	101.3	85.0	342.6	349.2	
28	101.3	85.1	342.5	349.1	
29	101.3	85.2	342.4	349.0	
30	101.3	85.3	342.3	348.9	
31	101.3	85.3	342.4	348.9	
32	101.3	85.3	344.0	348.9	
33	101.3	82.8	505.0	350.5	162.1
34	101.3	82.9	504.5	349.4	
35	101.3	83.0	503.9	348.9	
36	101.3	83.3	503.1	348.3	

37	101.3	83.6	502.0	347.5		
38	101.3	84.1	500.5	346.4		
39	101.3	85.0	498.4	344.8		
40	101.3	86.4	495.8	342.8		
41	101.3	88.8	492.7	340.1		
42	101.3	92.5	490.0	337.1		
43	101.3	97.5	488.0	334.4		
44	101.3	102.7	474.5	332.4		
45	101.3	133.7		318.9	155.6 L	14.881

COLUNA D

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		REB/REFER
			Líquido	Vapor	Aliment. GJ/h
1	101.3	93.1	16.9		0.0 V -1.587 21.1 L
2	101.3	99.0	17.0	38.0	
3	101.3	99.5	17.0	38.1	
4	101.3	99.5	17.0	38.1	
5	101.3	99.5	17.0	38.1	
6	101.3	99.6	17.0	38.1	
7	101.3	99.6	17.0	38.1	
8	101.3	99.7	17.0	38.1	
9	101.3	99.8	16.9	38.1	
10	101.3	100.2	16.8	38.0	
11	101.3	100.9	16.5	37.9	
12	101.3	103.1	15.1	37.7	
13	101.3	128.1	167.7	36.2	155.6
14	101.3	127.7	167.3	33.2	
15	101.3	128.4	167.3	32.8	
16	101.3	130.3	167.4	32.8	
17	101.3	135.9	168.1	32.9	
18	101.3	150.8	172.1	33.6	
19	101.3	174.8	183.4	37.5	
20	101.3	190.9	194.0	48.9	
21	101.3	196.0	197.9	59.5	
22	101.3	197.3		63.4	134.5 L 3.322

• CASO 2

COLUNA A

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)			REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.	
1	101.3	91.3	329.0		470.0 V	-13.783
2	101.3	94.5	329.9	799.0		
3	101.3	94.9	330.0	799.9		
4	101.3	94.9	329.9	800.0		
5	101.3	94.9	328.6	799.9		
6	101.3	96.6	4410.8	798.6	4223.6	
7	101.3	95.6	4400.0	657.2		
8	101.3	96.2	4402.2	646.3		
9	101.3	97.0	4406.1	648.5		
10	101.3	97.7	4410.1	652.4		
11	101.3	98.3	4413.7	656.4		
12	101.3	98.8	4416.6	660.0		
13	101.3	99.2	4418.8	663.0		
14	101.3	99.4	4420.4	665.2		
15	101.3	99.6	4421.5	666.8		
16	101.3	99.7	4422.3	667.9		
17	101.3	99.8	4422.8	668.6		
18	101.3	99.9	4423.1	669.1		
19	101.3	99.9	4423.3	669.5		
20	101.3	100.0	4423.5	669.7		
21	101.3	100.0	4423.6	669.8		
22	101.3	100.0	4423.7	669.9		
23	101.3	100.0	4423.7	670.0		
24	101.3	100.0	4423.7	670.0		
25	101.3	100.0	4423.8	670.1		
26	101.3	100.0		670.1	3753.7 L	27.750

COLUNA B

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		Aliment.	REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor		
1	101.3	78.1	502.9		0.0 V 162.2 L	-25.943
2	101.3	78.1	502.7	665.2		
3	101.3	78.1	502.4	664.9		
4	101.3	78.1	502.2	664.7		
5	101.3	78.1	502.0	664.4		
6	101.3	78.2	501.8	664.2		
7	101.3	78.2	501.6	664.0		
8	101.3	78.2	501.4	663.8		
9	101.3	78.2	501.2	663.6		
10	101.3	78.2	501.0	663.4		
11	101.3	78.2	500.8	663.2		
12	101.3	78.2	500.7	663.1		
13	101.3	78.2	500.5	662.9		
14	101.3	78.2	500.3	662.7		
15	101.3	78.2	500.1	662.5		
16	101.3	78.2	500.0	662.4		
17	101.3	78.2	499.8	662.2		
18	101.3	78.2	499.6	662.0		
19	101.3	78.3	499.4	661.8		
20	101.3	78.3	499.2	661.6		
21	101.3	78.3	499.0	661.5		
22	101.3	78.3	498.8	661.3		
23	101.3	78.3	498.6	661.1		
24	101.3	78.3	498.4	660.9		
25	101.3	78.3	498.2	660.6		
26	101.3	78.3	497.9	660.4		
27	101.3	78.4	497.7	660.2		
28	101.3	78.4	497.4	659.9		
29	101.3	78.4	497.1	659.6		
30	101.3	78.4	496.8	659.3		
31	101.3	78.5	496.4	659.0		
32	101.3	78.5	496.0	658.6		
33	101.3	78.5	495.6	658.2		
34	101.3	78.6	495.0	657.8		
35	101.3	78.7	494.4	657.3		
36	101.3	78.7	493.7	656.7		

37	101.3	78.8	492.9	656.0	
38	101.3	79.0	491.8	655.1	
39	101.3	79.1	490.4	654.0	
40	101.3	79.4	488.6	652.7	
41	101.3	79.8	486.0	650.8	
42	101.3	80.5	481.8	648.2	
43	101.3	81.9	468.2	644.0	
44	101.3	93.5	479.5	630.4	470.0
45	101.3	90.0	473.2	171.8	
46	101.3	94.1	474.6	165.4	
47	101.3	97.5	476.4	166.8	
48	101.3	99.1	477.4	168.7	
49	101.3	99.7	477.8	169.6	
50	101.3	99.9	477.9	170.0	
51	101.3	100.0	477.9	170.1	
52	101.3	100.0	478.0	170.2	
53	101.3	100.0	478.0	170.2	
54	101.3	100.0	478.0	170.2	
55	101.3	100.0	478.0	170.2	
56	101.3	100.0	478.0	170.2	
57	101.3	100.0	478.0	170.2	
58	101.3	100.0	170.2	307.8 L	7.048

COLUNA C

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.
1	101.3	78.2	257.0		0.0 V -15.338 141.1 L
2	101.3	78.2	256.7	398.2	
3	101.3	78.5	251.8	397.8	
4	101.3	84.3	343.2	392.9	126.5
5	101.3	83.4	341.9	357.8	
6	101.3	83.4	341.8	356.5	
7	101.3	83.4	341.8	356.4	
8	101.3	83.5	341.8	356.4	
9	101.3	83.5	341.8	356.4	
10	101.3	83.5	341.7	356.3	
11	101.3	83.6	341.6	356.3	
12	101.3	83.6	341.6	356.2	
13	101.3	83.6	341.5	356.2	
14	101.3	83.7	341.4	356.1	
15	101.3	83.7	341.3	356.0	
16	101.3	83.8	341.2	355.9	
17	101.3	83.8	341.1	355.8	
18	101.3	83.9	341.0	355.7	
19	101.3	84.0	340.9	355.6	
20	101.3	84.0	340.8	355.5	
21	101.3	84.1	340.7	355.4	
22	101.3	84.2	340.6	355.3	
23	101.3	84.2	340.4	355.1	
24	101.3	84.3	340.3	355.0	
25	101.3	84.4	340.2	354.9	
26	101.3	84.4	340.1	354.8	
27	101.3	84.5	340.0	354.7	
28	101.3	84.6	339.8	354.5	
29	101.3	84.7	339.7	354.4	
30	101.3	84.8	339.6	354.3	
31	101.3	84.8	339.6	354.2	
32	101.3	84.8	341.1	354.2	
33	101.3	82.5	502.6	355.7	162.2
34	101.3	82.6	502.2	354.9	
35	101.3	82.7	501.6	354.5	
36	101.3	82.9	500.9	354.0	

37	101.3	83.2	499.7	353.2		
38	101.3	83.7	498.2	352.1		
39	101.3	84.5	496.0	350.5		
40	101.3	85.7	493.0	348.3		
41	101.3	87.9	489.6	345.4		
42	101.3	91.5	486.4	341.9		
43	101.3	96.5	484.2	338.8		
44	101.3	102.0	471.3	336.5		
45	101.3	132.3		323.7	147.6 L	14.990

COLUNA D

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.
1	101.3	92.8	16.9		0.0 V 21.2 L
2	101.3	98.9	17.0	38.1	
3	101.3	99.5	17.1	38.2	
4	101.3	99.5	17.1	38.2	
5	101.3	99.5	17.1	38.2	
6	101.3	99.5	17.0	38.2	
7	101.3	99.6	17.0	38.2	
8	101.3	99.6	17.0	38.2	
9	101.3	99.8	17.0	38.2	
10	101.3	100.1	16.9	38.1	
11	101.3	100.8	16.6	38.0	
12	101.3	102.8	15.3	37.8	
13	101.3	126.6	160.0	36.4	147.6
14	101.3	126.1	159.6	33.5	
15	101.3	126.3	159.6	33.1	
16	101.3	127.1	159.6	33.1	
17	101.3	129.4	159.7	33.1	
18	101.3	136.2	160.4	33.2	
19	101.3	153.9	165.1	33.9	
20	101.3	178.7	177.0	38.6	
21	101.3	192.6	186.0	50.5	
22	101.3	197.2		59.5	126.5 L 3.250

• CASO 3

COLUNA A

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)			REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.	
1	101.3	92.2	270.0		300.0 V	-11.300
2	101.3	95.5	271.0	570.0		
3	101.3	95.9	271.1	571.0		
4	101.3	95.9	271.1	571.1		
5	101.3	95.9	271.3	571.1		
6	101.3	95.5	4504.9	571.3	4223.6	
7	101.3	96.1	4508.5	581.3		
8	101.3	96.6	4511.4	584.8		
9	101.3	97.2	4514.3	587.7		
10	101.3	97.6	4517.3	590.7		
11	101.3	98.1	4520.2	593.7		
12	101.3	98.5	4522.7	596.5		
13	101.3	98.8	4524.8	599.0		
14	101.3	99.1	4526.5	601.1		
15	101.3	99.3	4527.8	602.8		
16	101.3	99.5	4528.8	604.1		
17	101.3	99.6	4529.5	605.1		
18	101.3	99.7	4530.1	605.9		
19	101.3	99.8	4530.6	606.5		
20	101.3	99.9	4530.9	606.9		
21	101.3	99.9	4531.1	607.2		
22	101.3	99.9	4531.3	607.5		
23	101.3	100.0	4531.4	607.6		
24	101.3	100.0	4531.5	607.8		
25	101.3	100.0	4531.6	607.9		
26	101.3	100.0		607.9	3923.6 L	25.178

COLUNA B

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.
1	101.3	78.1	299.9		0.0 V -15.345 93.7 L
2	101.3	78.1	299.7	393.6	
3	101.3	78.1	299.6	393.5	
4	101.3	78.1	299.5	393.3	
5	101.3	78.1	299.4	393.2	
6	101.3	78.2	299.3	393.1	
7	101.3	78.2	299.1	393.0	
8	101.3	78.2	299.0	392.9	
9	101.3	78.2	298.9	392.8	
10	101.3	78.2	298.8	392.7	
11	101.3	78.2	298.7	392.6	
12	101.3	78.2	298.6	392.5	
13	101.3	78.2	298.5	392.4	
14	101.3	78.2	298.4	392.3	
15	101.3	78.2	298.3	392.2	
16	101.3	78.2	298.2	392.1	
17	101.3	78.2	298.1	392.0	
18	101.3	78.2	298.0	391.9	
19	101.3	78.2	297.9	391.8	
20	101.3	78.3	297.8	391.7	
21	101.3	78.3	297.7	391.6	
22	101.3	78.3	297.6	391.4	
23	101.3	78.3	297.5	391.3	
24	101.3	78.3	297.4	391.2	
25	101.3	78.3	297.3	391.1	
26	101.3	78.3	297.1	391.0	
27	101.3	78.4	297.0	390.8	
28	101.3	78.4	296.8	390.7	
29	101.3	78.4	296.6	390.5	
30	101.3	78.4	296.5	390.4	
31	101.3	78.5	296.2	390.2	
32	101.3	78.5	296.0	390.0	
33	101.3	78.5	295.7	389.7	
34	101.3	78.6	295.4	389.5	
35	101.3	78.6	295.1	389.2	
36	101.3	78.7	294.7	388.8	

37	101.3	78.8	294.2	388.4		
38	101.3	78.9	293.6	387.9		
39	101.3	79.1	292.8	387.3		
40	101.3	79.3	291.7	386.5		
41	101.3	79.7	290.1	385.4		
42	101.3	80.3	287.6	383.9		
43	101.3	81.7	278.9	381.4		
44	101.3	93.9	286.1	372.6	300.0	
45	101.3	88.0	281.7	79.9		
46	101.3	89.6	281.6	75.4		
47	101.3	92.5	282.3	75.3		
48	101.3	95.6	283.3	76.0		
49	101.3	97.8	284.2	77.0		
50	101.3	99.0	284.7	77.9		
51	101.3	99.6	284.9	78.4		
52	101.3	99.8	285.0	78.6		
53	101.3	99.9	285.0	78.7		
54	101.3	100.0	285.0	78.7		
55	101.3	100.0	285.1	78.8		
56	101.3	100.0	285.1	78.8		
57	101.3	100.0	285.1	78.8		
58	101.3	100.0		78.8	206.3 L	3.262

COLUNA C

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.
1	101.3	78.2	116.0		0.0 V 81.6 L -7.610
2	101.3	78.2	115.8	197.5	
3	101.3	78.4	114.3	197.4	
4	101.3	82.0	197.4	195.8	67.5
5	101.3	82.8	198.1	211.5	
6	101.3	82.9	198.2	212.2	
7	101.3	82.9	198.1	212.3	
8	101.3	82.9	198.1	212.2	
9	101.3	83.0	198.1	212.2	
10	101.3	83.0	198.1	212.2	
11	101.3	83.0	198.0	212.2	
12	101.3	83.1	198.0	212.1	
13	101.3	83.1	197.9	212.1	
14	101.3	83.1	197.9	212.0	
15	101.3	83.2	197.8	212.0	
16	101.3	83.2	197.8	211.9	
17	101.3	83.3	197.7	211.9	
18	101.3	83.3	197.6	211.8	
19	101.3	83.4	197.6	211.7	
20	101.3	83.4	197.5	211.7	
21	101.3	83.5	197.4	211.6	
22	101.3	83.6	197.4	211.5	
23	101.3	83.6	197.3	211.5	
24	101.3	83.7	197.2	211.4	
25	101.3	83.8	197.1	211.3	
26	101.3	83.8	197.0	211.2	
27	101.3	83.9	197.0	211.1	
28	101.3	84.0	196.9	211.1	
29	101.3	84.0	196.8	211.0	
30	101.3	84.1	196.7	210.9	
31	101.3	84.2	196.7	210.8	
32	101.3	84.2	197.5	210.8	
33	101.3	82.2	290.9	211.6	93.7
34	101.3	82.2	290.6	211.2	
35	101.3	82.4	290.3	211.0	
36	101.3	82.5	289.9	210.7	

37	101.3	82.8	289.2	210.2		
38	101.3	83.2	288.3	209.6		
39	101.3	83.9	287.1	208.7		
40	101.3	85.1	285.4	207.5		
41	101.3	87.1	283.2	205.8		
42	101.3	90.6	281.1	203.6		
43	101.3	95.7	279.6	201.5		
44	101.3	101.4	272.3	200.0		
45	101.3	130.7		192.7	79.6 L	8.833

COLUNA D

Stg No	Press kPa	Temp C	Vazão (kgmole/h)		REB/REFER GJ/h
			Líquido	Vapor	Aliment.
1	101.3	92.9 ³	9.8		0.0 V -0.918 12.2 L
2	101.3	99.1	9.8	22.0	
3	101.3	99.9	9.8	22.0	
4	101.3	100.6	9.6	22.0	
5	101.3	102.1	9.3	21.8	
6	101.3	106.5	8.0	21.5	
7	101.3	132.7	6.6	20.2	
8	101.3	160.7	6.9	18.8	
9	101.3	166.2	7.1	19.1	
10	101.3	167.0	7.1	19.3	
11	101.3	167.1	7.1	19.3	
12	101.3	166.5	7.5	19.3	
13	101.3	150.6	88.9	19.7	79.6
14	101.3	176.7	95.4	21.5	
15	101.3	192.0	100.7	27.9	
16	101.3	196.3	102.4	33.3	
17	101.3	197.2	102.8	35.0	
18	101.3	197.3	102.8	35.4	
19	101.3	197.4	102.9	35.4	
20	101.3	197.4	102.9	35.4	
21	101.3	197.4	102.9	35.4	
22	101.3	197.4		35.4	67.4 L 1.825

APÊNDICE D

JANELAS EXIBIDAS EM UMA CONSULTA AO SISTEMA ESPECIALISTA

UNICAMP - Universidade Estadual de Campinas

FEA - Faculdade de Engenharia de Alimentos

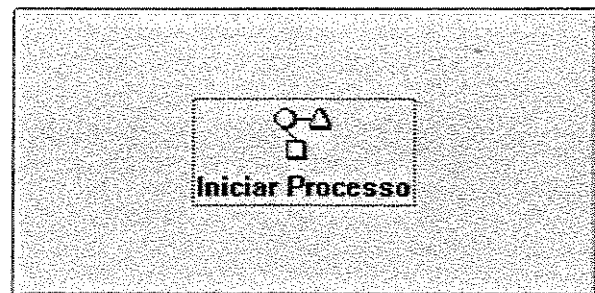
Laboratório de Bioengenharia

PROTÓTIPO DE UM SISTEMA ESPECIALISTA PARA UNIDADE
INDUSTRIAL MOENDA DE PRODUÇÃO DE ALCÓOL E AÇÚCAR

Desenvolvido por :
MARCO ANTONIO GUERREIRO

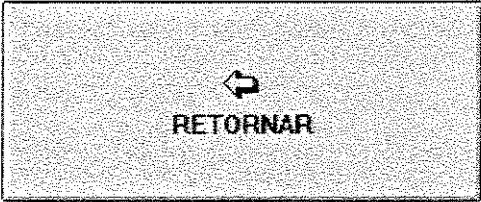
Interface Gráfica :
CLEYNER SOARES PEREIRA

Orientador :
FRANCISCO MAUGERI FILHO



Este módulo tem como objetivo ajudar na análise econômica, no desenho de novas instalações e na remodelagem de unidades extratoras já existentes, alterando as formas de operação.

O sistema apresenta um modelo que envolve uma teoria sólida e dados práticos que permitem caracterizar a extração ajudando, assim, a reduzir perdas no setor.

**INTRODUÇÃO**
RETORNAR

Qual o coeficiente de reabsorção ?

No primeiro terno:

1.00

No segundo terno :

1.06

No terceiro terno :

1.10

No quarto terno :

1.17

OK

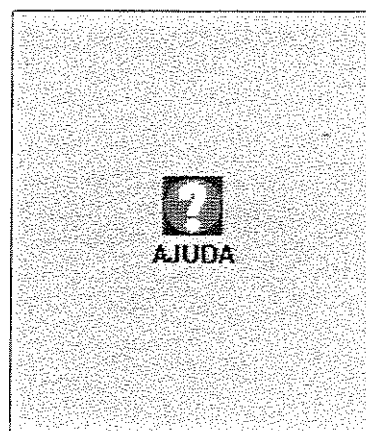
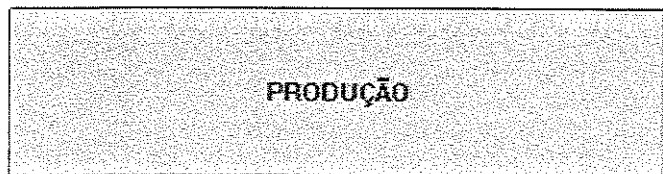
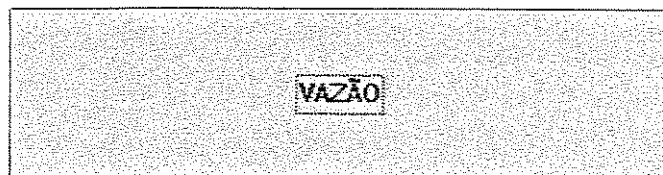
AJUDA



Qual o dado de entrada disponível
(ou de sua preferência) ?

VAZÃO em m³/h

PRODUÇÃO em m³/dia



Resultados Finais

Respostas Tabela

Encerrar

TABELA DE ESTÁGIOS	
Reatores	Reator 2
Concentração de Açúcar	21.44
Concentração de Etanol	56.42
Concentração de Leveduras	30.45
Volume dos Reatores	273.74
Área do Trocador de Calor	43.43
Vazão de Água de Resfriamento	280.00
+	

Fechar

Respostas Obtidas

Vazão de alimentação : 100.00 metros cúbicos por hora.
Vazão de vinho de levedurado : 120.15 metros cúbicos por hora.
Vazão de sangria : 1.28 metros cúbicos por hora.
Vazão de creme de reciclo : 42.86 metros cúbicos por hora.
Vazão de creme de levedura : 22.71 metros cúbicos por hora.
Vazão de alimentação do reator : 142.86 metros cúbicos por hora.
Vazão de água de diluição : 21.43 metros cúbicos por hora.
Produtividade do Processo : 7.69 gramas por litro.
Volume Total dos Reatores : 1024.75 metros cúbicos.
Concentração de Substrato Inicial : 180.00 gramas por litro.
Quantidade de Vapor para o Tratamento do Caldo : 28 kilogramas por hora.
Área de Troca Térmica para Tratamento de Caldo : 42.86 metros quadrados.
Número de Centrífugas : 5.0.
Volume de cada Cuba : 29.0 metros cúbicos.

Fechar

