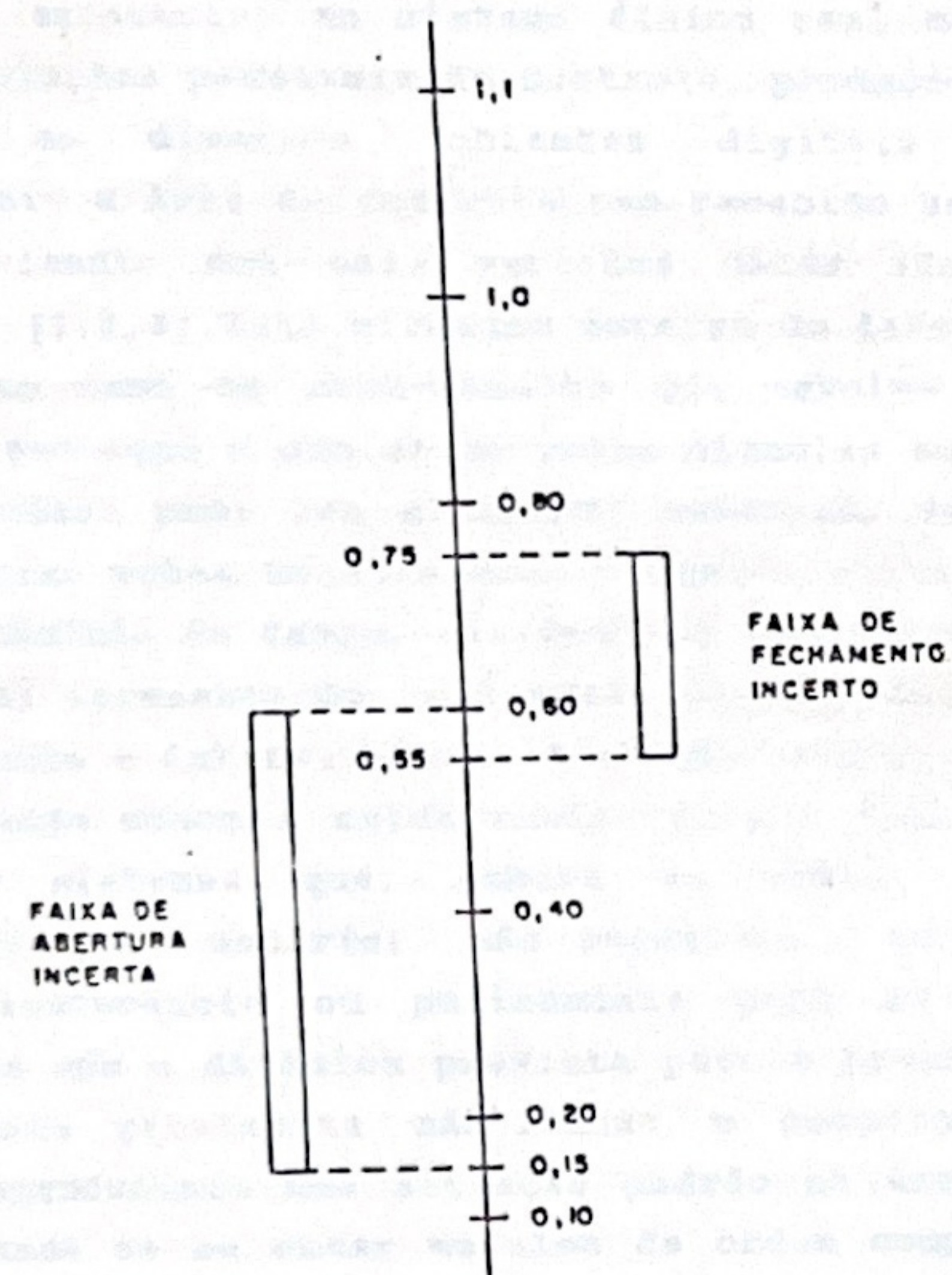


VALORES APROXIMADOS EM % DA TENSÃO NOMINAL



ZONAS DE OPERAÇÃO PARA RELES

FIGURA 8

## 2 SEMINÁRIO DE INSTRUMENTAÇÃO

SIMPAC : AMBIENTE DIGITAL DE SIMULAÇÃO NÃO-LINEAR  
PARA PROCESSOS INDUSTRIAIS

.Francisco José Gomes<sup>1</sup>  
 .Antonio A. R. Coelho<sup>2</sup>  
 .Cláudio Vargas Tavares<sup>3</sup>

## RESUMO

Este trabalho apresenta o desenvolvimento e implementação de um ambiente digital de simulação não-linear (SIMPAC) com aplicação na área de controle de processos. Desenvolvido a partir das equações diferenciais não-lineares de ordem completa de uma coluna de destilação de alta pureza o ambiente utiliza técnicas de Projeto Assistido por Computador visando interface amigável com usuários não especialistas na área. Os problemas para implementação do ambiente, em termos de modelagem do processo e solução de suas equações diferenciais são discutidos. Algumas interfaces do ambiente são apresentadas bem como resultados obtidos mostrando seu comportamento não-linear e esforço computacional.

## ABSTRACT

This paper focuses the synthesis and implementation of a nonlinear digital simulation environment (SIMPAC) with application in the process control area. Based on the nonlinear differential equations of high-order of a high-purity distillation column, the environment utilizes CAD techniques for generating a friendly interface with non-expert users. Some problems concerning the environment implementation, like process modelling and numerical solution of its differential equations are discussed. Some results showing its nonlinear behavior and computer effort, as well some interfaces generated are displayed.

## 1. INTRODUÇÃO

A evolução da informática, com o aumento das potencialidades computacionais de processamento e armazenamento da informação, bem como a possibilidade de interface inteligente com o usuário (representação gráfica, menus operacionais, procedimentos interativos, quadros sintéticos) propiciou o desenvolvimento de ambientes computacionais para as mais variadas áreas e finalidades e que constituem uma das grandes

<sup>1</sup> Professor da Faculdade de Engenharia da UFJF, Mestre em Engenharia Nuclear e Doutor em Engenharia Elétrica.  
<sup>2</sup> Professor do Dep. de Eng. Elétrica da UFFa, Mestre e Doutor em Engenharia Elétrica.  
<sup>3</sup> Estudante do Curso de Engenharia Elétrica da FEUFJF.



contribuições da informática para as atividades didáticas, de projetos industriais. Estes ambientes, introduzindo técnicas modernas de Projeto Assistido por Computador- PAC (Computer Aided Design - CAD) permitem não só a simulação de sistemas complexos reproduzindo condições praticamente idênticas às existentes no sistema físico real como propiciam ainda a análise de soluções possíveis de controle, produção e otimização.

Dentre os diversos ambientes digitais disponíveis ou em desenvolvimento a área de controle tem recebido especial ênfase através do desenvolvimento dos mais variados CACES (Computer Aided Control Engineering) [1,2,3]. Esta situação decorre do fato da teoria de controle constituir um ramo do conhecimento que envolve aspectos variados da engenharia, bem como o uso de diversas ciências subjacentes. O "sistema" a ser controlado pode ser elétrico, mecânico, aeronáutico ou químico; pode incorporar ações humanas como elemento ativo de controle; pode ser tratado no domínio do tempo, variável de estado, domínio  $s$  (contínuo) ou  $z$  (amostrado) apresentando uma série de particularidades que exigem de forma crescente a interveniência dos computadores.

Um aspecto comum a estes ambientes é o fato dos mesmos utilizarem modelos de sistemas que, embora de ordens variáveis (geralmente especificados pelo usuário), são reduzidos, ou seja, são equações de estado, transferência ou polinomiais para as quais se admite uma concordância com a dinâmica prevista para o processo físico sob estudo, processo este geralmente não-linear e comportamento complexo. Este enfoque, reproduzindo uma situação padrão na área de controle, decorre da dificuldade de se obter modelos de ordem completa com complexidades suficientes que permitam o emprego de técnicas diversas de controle aplicáveis a um ambiente desta natureza (estimação de parâmetros, determinação de ordem, estabelecimento de modelos reduzidos com ordens diversas, equacionamento por variáveis de estado, funções de transferência ou polinomiais, tratamento mono ou multivariável, validação de modelos, etc.) e que, ao mesmo tempo, sejam acessíveis aos usuários não especialistas na área abrangida por este modelo de ordem completa (seja ele um processo químico, sistema de potência, manufatura, etc.) além de, obviamente, serem computacionalmente exequíveis. A utilização dos modelos reduzidos, opção de praticamente todos os ambientes, embora propiciando ao usuário um ferramental



completo para análise, síntese e sintonia de algoritmos de controle, além de opções como, p. ex., estudo da dinâmica de processos, não possibilita um teste efetivo para se verificar os resultados obtidos quando estes algoritmos são aplicados ao sistema físico real, ou mesmo uma visão mais realista do comportamento destes sistemas, sem as limitações e restrições impostas pela redução de ordem e/ou linearização.

O presente trabalho apresenta o desenvolvimento e implementação em computador digital de um ambiente de simulação não-linear (SIMPAC) representado pelas equações diferenciais não-lineares das colunas de destilação e que se constitui em uma adequada ferramenta para auxílio de atividades como projeto, síntese, testes e sintonia de algoritmos variados de controle, estudo do comportamento dinâmico de processos (mono ou multivariável), estabelecimento e validação de modelos reduzidos, e estimação de parâmetros. O ambiente desenvolvido, mediante a utilização de técnicas de PAC (menus operacionais, janelas, saída gráfica, ícones, telas sinóticas), proporciona uma "interface amigável" com o usuário permitindo a escolha de condições diversas de operação abrangendo colunas puras, de alta e de altíssima pureza, sendo acessível à pessoas sem conhecimentos na área de processos químicos. O trabalho está dividido nos seguintes itens: o capítulo 2 apresenta a modelagem do processo e os problemas envolvidos na solução numérica de suas equações diferenciais, o capítulo 3 as características de sua interface com o usuário e o capítulo 4 mostra os resultados obtidos em termos computacionais e reprodução de não-linearidades do processo. Conclusões gerais e referências bibliográficas encerram o texto.

## 2. MODELAGEM E INTEGRAÇÃO NUMÉRICA

Dentre os processos utilizados para análise e sintonia de algoritmos de controle as colunas de destilação representam um dos mais utilizados. Esta escolha decorre da ocorrência simultânea de complexidades diversas tornando as colunas de destilação objetos de referências bibliográficas específicas no tocante à modelagem, simulação, controle e otimização de processos [4,5,6]. A obtenção de um ambiente não-linear representado pelas equações dinâmicas das colunas de destilação apresenta, contudo, além das dificuldades normalmente

associadas à modelagem de processos complexos, algumas especificidades que exigem ou o concurso de técnicas específicas para sua simulação ou cuidados especiais com consequências diretas no esforço computacional envolvido. Dentre estas pode-se citar:

-Dimensão elevada : colunas de destilação são unidades industriais que apresentam, tipicamente, dezenas de estágios de separação, à cada qual se associam os balanços de massa e energia do processo, resultando em modelos que apresentam, geralmente, centenas de equações diferenciais.

-Correlações e Equações associadas: aos balanços de massa e energia do processo associam-se diversas correlações resultantes das propriedades físicas dos compostos e geometria da coluna gerando uma série de funções não-lineares com solução iterativa, para cada estágio de separação, à cada incremento de integração. Dependendo das considerações efetuadas torna-se necessário, inclusive, o emprego de procedimentos iterativos com técnicas de relaxação.

-Rigidez Numérica : as equações diferenciais de uma coluna de destilação apresentam os módulos de seus autovalores largamente espaçados entre si, ou seja,  $|\lambda_{\max}| / |\lambda_{\min}| \gg 1$ , caracterizando um sistema com alto grau de rigidez numérica (stiffness ratio). Esta situação exige ou a utilização de métodos numéricos implícitos de integração A ou B-estáveis ou métodos explícitos com incrementos de integração extremamente reduzidos podendo gerar, contudo, esforços computacionais excessivos inviabilizando a utilização prática do ambiente gerado.

A implementação de um ambiente desta natureza, portanto, exige o adequado estabelecimento de compromissos não só no tocante à modelagem do processo, em se tratando das equações, procedimentos e correlações a serem utilizadas, mas também a escolha adequada de técnicas de integração numérica que resultem em um processo computacionalmente confiável, robusto e eficiente garantindo desta forma uma ferramenta de trabalho portátil e executável em qualquer equipamento da linha PC ou similar.

A dinâmica de uma coluna de destilação pode ser expressa mediante um conjunto de equações diferenciais ordinárias (EDOs) de primeira ordem, não-lineares e coeficientes variantes

$$\dot{z} = f_1(z, P, t) \quad (1)$$

$$z \in \mathbb{R}^n, P \in \mathbb{R}^m, t \in (a, b), f_1: \mathbb{R}^n \times \mathbb{R}^m \times \mathbb{R}^1 \rightarrow \mathbb{R}^n$$

com as EDOs expressando os balanços de massa e energia nos estágios, P o interrelacionamento entre variáveis do processo, t o tempo e dimensão de [n,m] dependendo das considerações efetuadas na modelagem. O conjunto de funções P pode ser expresso por

$$P = f_2(z, r, t), \quad r \in \mathbb{R}^l, f_2: \mathbb{R}^n \times \mathbb{R}^l \times \mathbb{R}^1 \rightarrow \mathbb{R}^m \quad (2)$$

onde r representa relações da coluna e compostos (configuração interna, propriedades físicas, relações de equilíbrio), com dimensão de [l] dependente das considerações efetuadas. As equações diferenciais da coluna de destilação relativas aos balanços de massa e energia do processo, após devidamente manipuladas, fornecem as composições  $x_{n,i}$  em fração molar do i-ésimo componente no n-ésimo estágio

$$\dot{x}_{n,i} = U_n = V_{n-1} (y_{n-1,i} - x_{n,i}) + L_{n+1} (x_{n+1,i} - x_{n,i}) - V_n (y_{n,i} - x_{n,i}) \quad (3)$$

onde  $U_n$  representa as retenções molares,  $L_n$  e  $V_n$  as vazões líquidas e de vapor e  $y_{n,i}$  as composições em fase vapor. Para cada estágio devem ser solucionadas, adicionalmente, as correlações P associados às equações diferenciais: as retenções nos estágios foram consideradas constantes em volume molar, com as vazões descritas pela equação do vertedouro de Francis; as relações de equilíbrio resolvidas iterativamente utilizando-se a equação de Raoult com a temperatura como variável independente e o coeficiente K de distribuição entre fases; o afastamento das condições de idealidade devidamente compensado pelo coeficiente de atividade calculado a partir das equações de van Laar. As propriedades físicas dos compostos foram consideradas variantes com a temperatura e pressão do estágio correspondente [7].

Uma solução para o problema da rigidez numérica foi obtida pela utilização de um método de Runge-Kutta Diagonalmente Implícito (DIRK 3,3) de terceira ordem em três estágios com estabilidade S e ajuste automático de passo [8]. Métodos implícitos de integração, embora garantam estabilidade nos resultados, demandam alto esforço computacional pela necessidade de se solucionar iterativamente as

equações não-lineares do sistema, o que implica em inversão matricial de sistemas de grande dimensão, à cada intervalo de integração. Colunas de destilação, contudo, apresentam importante particularidade que consiste no caráter tridiagonal de sua matriz jacobiana  $J(\cdot)$ . Para o  $n$ -ésimo estágio e  $k$ -ésima iteração, o acréscimo  $\Delta z(t_n)$  da solução iterativa será dado pela equação

$$\Delta z(t_n) = - \left\{ I - h \sum_{i=1}^q a_{i,j} J(z_n) \right\}^{-1} Z(t) \quad (4)$$

onde  $I$  é a identidade,  $h$  o incremento no tempo,  $a_{i,j}$  o elemento da matriz de Butcher do método DIRK(3,3) e  $Z(t)$  o erro na iteração anterior; esta equação deve ser solucionada iterativamente para cada intervalo de integração. Dado o caráter tridiagonal de  $J(\cdot)$ , a inversa acima também é tridiagonal; a avaliação de  $\Delta z(t_n)$  fica computacionalmente simplificada, mesmo para sistemas de dimensão elevada, pela utilização de algoritmo específico que por fatorização LU obtém  $\Delta z(t_n)$  recursivamente, sem necessidade de inversão matricial.

### 3. INTERFACES DO PROCESSO

Para implementação do ambiente selecionou-se o processo de destilação binária utilizado na indústria microeletrônica para purificação de uma mistura de  $\text{SiHCl}_3$ - $\text{SiCl}_4$  (Tricloro-silano e Tetracloreto de Silício) que consiste em uma etapa intermediária do fluxo de obtenção do silício policristalino de grau eletrônico. Foram selecionadas três possibilidades de operação caracterizando 3 regiões distintas: média, alta e altíssima pureza. Esta escolha decorreu do fato que, dependendo do ponto de operação, a dinâmica do processo é completamente alterada: enquanto colunas de baixa e média pureza apresentam comportamento próximo a um sistema linear, colunas de alta pureza possuem ganhos, constante de tempos e atrasos com variação totalmente não-linear, apresentando assim comportamento bastante complexo.

O ambiente SIMPAC permite ao usuário, na tela principal do programa (Figuras 1 e 2) as seguintes alternativas de operação:

-AJUDA : contém informações básicas sobre o processo de destilação, alternativas possíveis para simulação e saída dos resultados;

-DISTÚRPIO : permite ao usuário selecionar mudanças de carga (vazão ou concentração da alimentação), mudanças de referência em uma ou duas malhas e introdução de ruído binário pseudo aleatório (PRBS);

-MALHA ABERTA : possibilita o estudo em malha aberta para as perturbações selecionadas possibilitando a visualização da dinâmica complexa de um processo com diferentes graus de não-linearidades;

-MALHA FECHADA : a versão atual do programa permite a seleção de 3 opções; controle monovariável no topo ou base da coluna e controle simultâneo das duas variáveis utilizando opção multi-malha;

-SAIDA : podem ser selecionadas como variáveis de saída as temperaturas no topo e/ou base da coluna, além da lei de controle (vazão do refluxo e/ou vapor na base);

### 4. RESULTADOS OBTIDOS

Serão apresentados a seguir alguns resultados obtidos com o ambiente sendo que as simulações foram efetuadas em um microcomputador tipo PC, processador 80286, clock de 8 MHz e co - processador aritmético 80287. A Tabela 1 mostra uma comparação do efeito do passo de integração na precisão dos resultados das composições terminais (topo- $x_D$  e base- $x_B$ ) para o sistema operando em duas regiões distintas (alta e altíssima pureza), bem como o esforço computacional obtido para o método implícito DIRK (3,3) comparado ao método explícito clássico de Runge-Kutta de 4 ordem. O método RK-4, embora preciso exige, contudo, incrementos de integração extremamente reduzido (0,0007 horas), com a simulação de uma hora real necessitando cerca de 20 minutos; a utilização deste método se constitui num entrave ao estudo do processo, caso seja necessário simular várias horas de seu comportamento dinâmico. Relativamente ao método DIRK(3,3) verifica-se que sua precisão não difere do método de quarta ordem; o ganho computacional, graças às particularidades da matriz jacobiana da coluna, é excelente: para simulação do mesmo período foi necessário aproximadamente 1 minuto, sem perda de precisão.

As Tabelas 2 e 3 mostram a capacidade do ambiente reproduzir não-linearidades existentes no processo real, dependente de seu ponto de operação: o ganho de duas malhas distintas do processo quando perturbado com módulos variantes e sinais opostos na vazão do refluxo e energia fornecida ao refeedor. Estas perturbações foram introduzidas



em três situações distintas de operação da coluna (pura, alta e altíssima pureza correspondendo às colunas 1, 2 e 3) medindo-se então o ganho do processo, definido como  $G = \Delta y_i / \Delta u_i$ , onde  $y_i$  e  $u_i$  são a  $i$ -ésima saída e entrada normalizadas. Os resultados mostram que:

a) os ganhos apresentam enorme variação, especialmente para alterações positivas do refluxo ou negativas de energia (151,4 a 29980,0 para +5%

Tabela 1 - Desempenho Computacional para os Métodos de Integração RK-4 e DIRK(3,3).

TEMPO SIMUL. HORAS)	TEMPO COMPUT. MINUTOS	PASSO	XD INICIAL	XD FINAL	XB INICIAL	XB FINAL
Método RK4						
- COLUNA DE ALTA PUREZA EM REGIME :						
1,0	19:32"	0,0006	0,99938	0,99938	0,00024	0,00024
1,0	---	0,0010	- O MÉTODO DESESTABILIZOU -			
- COLUNA DE ALTÍSSIMA PUREZA EM REGIME :						
1,0	21:40"	0,0006	0,99997	0,99997	0,00018	0,00018
1,0	---	0,0010	- O MÉTODO DESESTABILIZOU -			
Método DIRK(3,3)						
- COLUNA DE ALTA PUREZA EM REGIME :						
1,0	1:07"	0,0006	0,99938	0,99938	0,00024	0,00024
1,0	1:04"	0,005	0,99938	0,99938	0,00024	0,00024
- COLUNA DE ALTÍSSIMA PUREZA EM REGIME :						
1,0	1:09"	0,0001	0,99997	0,99997	0,00018	0,00018
1,0	1:05"	0,005	0,99997	0,99997	0,00018	0,00018

e 131,3 a 23878,8 para +10% do refluxo); para as mesmas perturbações, porém em sentido oposto, esta variação não é tão acentuada, podendo, ser considerada praticamente constante (19,04 a 18,8 para -5% e 9,542 a 9,44 para -10% do refluxo).

b) os ganhos são variáveis, para uma mesma condição operacional, para o topo ou a base e para variações positivas ou negativas de mesma magnitude ou variações de mesmo sinal, com diferentes magnitudes; a mesma perturbação, de mesma magnitude e sinal, acarreta ganhos



diferenciados para diferentes situações operacionais.

Esta variação de resposta, com os ganhos associados sendo mostrados nas tabelas 2 e 3, mostra o comportamento altamente não linear do processo, caracterizando a potencialidade do ambiente SIMPAC para análise e sintonia de algoritmos de controle pois as variáveis vazão do

Tabela 2 - Ganho do processo para perturbações diferenciadas na vazão do refluxo para as três colunas.

TIPO DE PERTURB.	COLUNA 1		COLUNA 2		COLUNA 3	
	G. BASE	G. TOPO	G. BASE	G. TOPO	G. BASE	G. TOPO
+ 5 %	151,42	0,0359	18313,5	0,0073	29980,0	0,00026
- 5 %	12,047	0,7209	10,166	1,0482	18,8880	1,2306
+ 10 %	131,30	0,0259	15406,6	0,0043	23878,8	0,00015
- 10 %	9,542	0,7049	9,583	0,9944	9,446	1,1995

Tabela 3 - Ganho do processo para perturbações diferenciadas na energia do refeedor para as três colunas.

TIPO DE PERTURB.	COLUNA 1		COLUNA 2		COLUNA 3	
	G. BASE	G. TOPO	G. BASE	G. TOPO	G. BASE	G. TOPO
+ 2,5 %	37,71	1,353	38,01	1,6266	39,44	1,890
- 2,5 %	293,33	0,0465	31133,5	0,0107	52738,2	0,0004
+ 5 %	19,046	1,3890	19,906	1,688	19,88	1,84800
- 5 %	256,19	0,0359	27178,4	0,0074	39980,0	0,00030

refluxo e energia do refeedor são utilizadas como variáveis de controle em malhas distintas da coluna (opção monovariável) ou simultaneamente na concepção multivariável ou multi-malha [4,9].

##### 5. CONCLUSÕES FINAIS

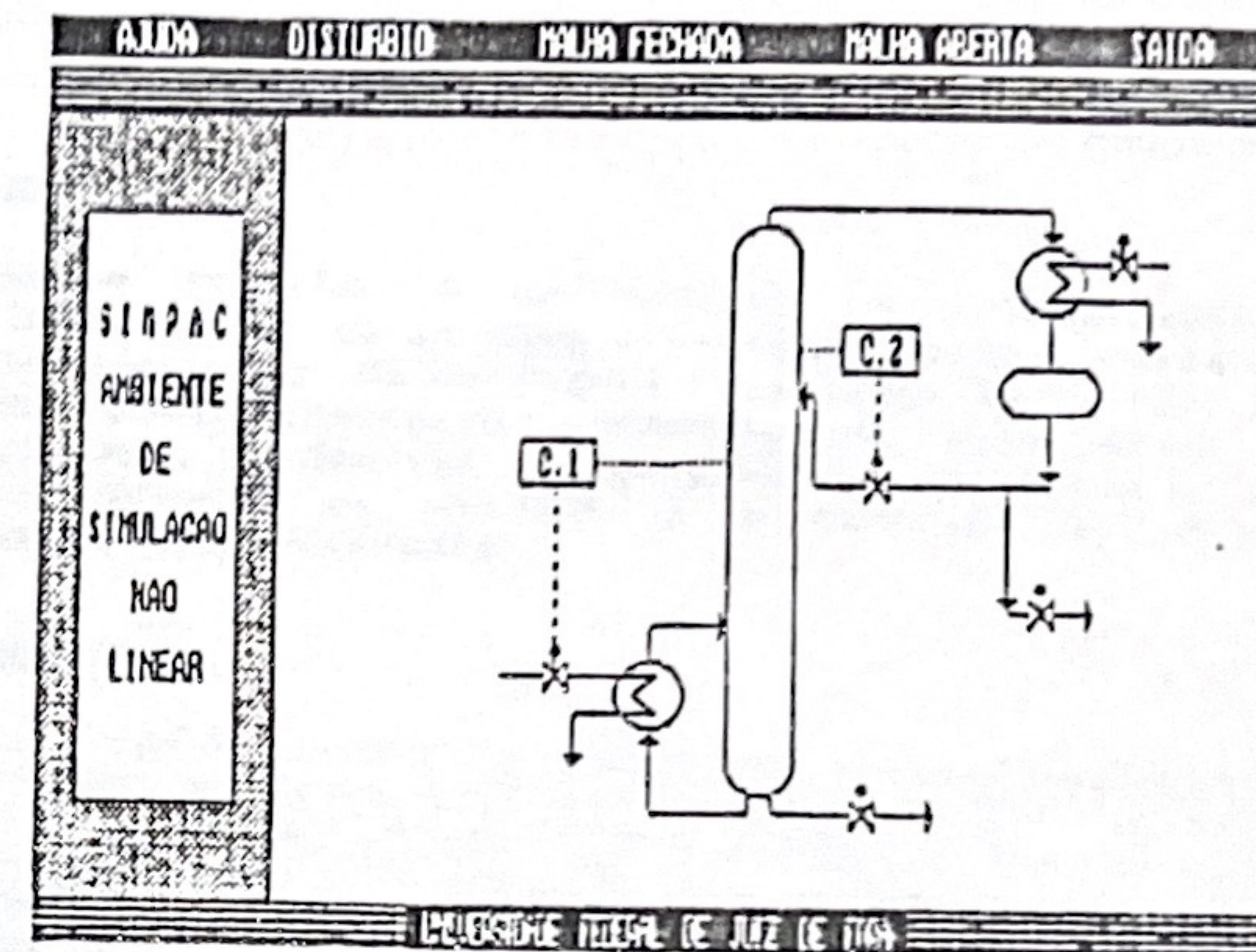
Um ambiente digital de simulação não-linear (SIMPAC) foi implementado utilizando as equações não-lineares de ordem completa de

uma coluna de destilação de alta pureza. Ao contrário dos ambientes convencionais esta implementação não trabalha com modelos reduzidos, o que permite uma série de atividades como estimação de parâmetros, redução de ordem e validação de modelos. A utilização de particularidades da matriz jacobiana do processo possibilitou o emprego de métodos de integração diagonalmente implícitos garantindo estabilidade dos resultados associado à baixo esforço computacional. Com uma dinâmica complexa, comportamento totalmente não-linear e opções diferenciadas de controle o ambiente se revela adequado à aplicações na área de controle e atividades relacionadas ao estudo da dinâmica de processos. Uma interface homem-máquina amigável, implementada a partir de técnicas de PAC possibilita sua utilização por usuários diversos, mesmo sem conhecimentos sobre o processo de destilação. A versão atual do SIMPAC está sendo atualizada no sentido de englobar opção multivariável de controle e algoritmos adaptativos autoajustáveis, bem como sua interface com o usuário, especialmente os dados de saída do processo, estão sendo alterados com a utilização de quadros sinóticos.

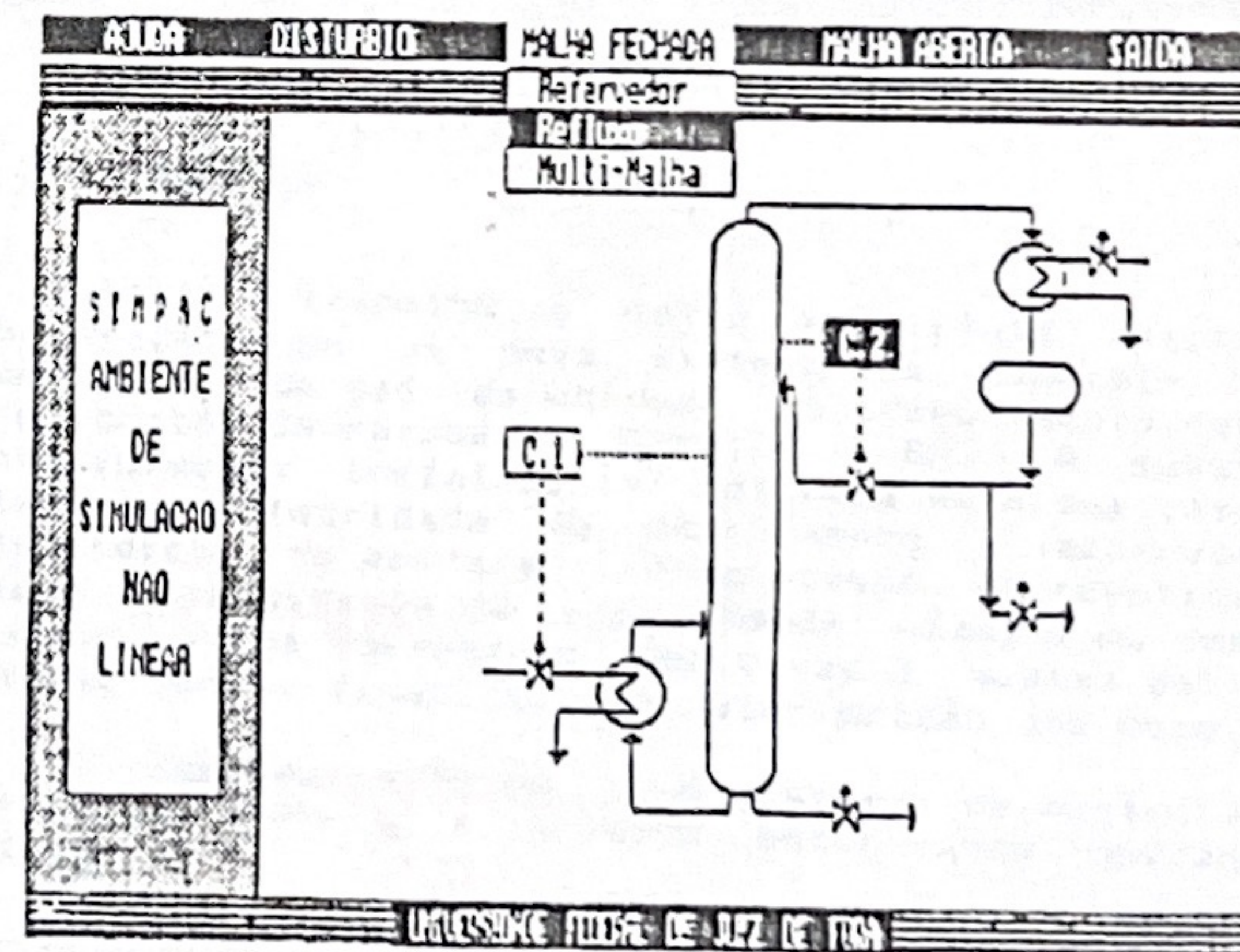
#### 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- (1) Ferreira, P. A. V. et alii. Um Ambiente para Análise e Projeto no Espaço de Estados. In: 8 CONGRESSO BRASILEIRO DE AUTOMÁTICA. Belém, 1990. ANAIS. Belém, 1990, p. 189-194.
- (2) Roffel, B. et alii. Simulation and Implementation of Self-Tuning Controllers. New Jersey, Prentice Hall, 1989, 117 p.
- (3) P. M. Thompson. Program CC for IBM PC and Compatible Computers, Hawthorne, Systems Technology Inc., 1985, 376 p.
- (4) Nisenfeld, E. A. & Seeman, R. C. Distillation Columns, New York., ISA Monograph Series, 1983, 238 p..
- (5) Rademaker, G. et alii. Dynamics and Control of Continuous Distillation Units", Amsterdam, Elsevier Scientific, 1975, 726 p.
- (6) Shynskey, F. G., Distillation Control for Productivity and Energy Conservation, New York, McGraw-Hill, 1984, 484 p.
- (7) Gomes, Francisco José. Modelagem, Controle Adaptativo e Otimização de um Processo Não-Linear. Campinas, UNICAMP, Tese de Doutorado, 1989.
- (8) Cash, J. R.. Diagonally Implicit Runge-Kutta Formulae with Error Estimates. J. Inst. Math. Applics., 24, 293-295, 1979.

(9) Gomes, Francisco José et alii. Implementation of SISO and MIMO Predictive Control for a Chemical Plant. In: AMERICAN CONTROL CONFERENCE. San Diego, California, 1990. Anais, San Diego, 1990, p.173-178.

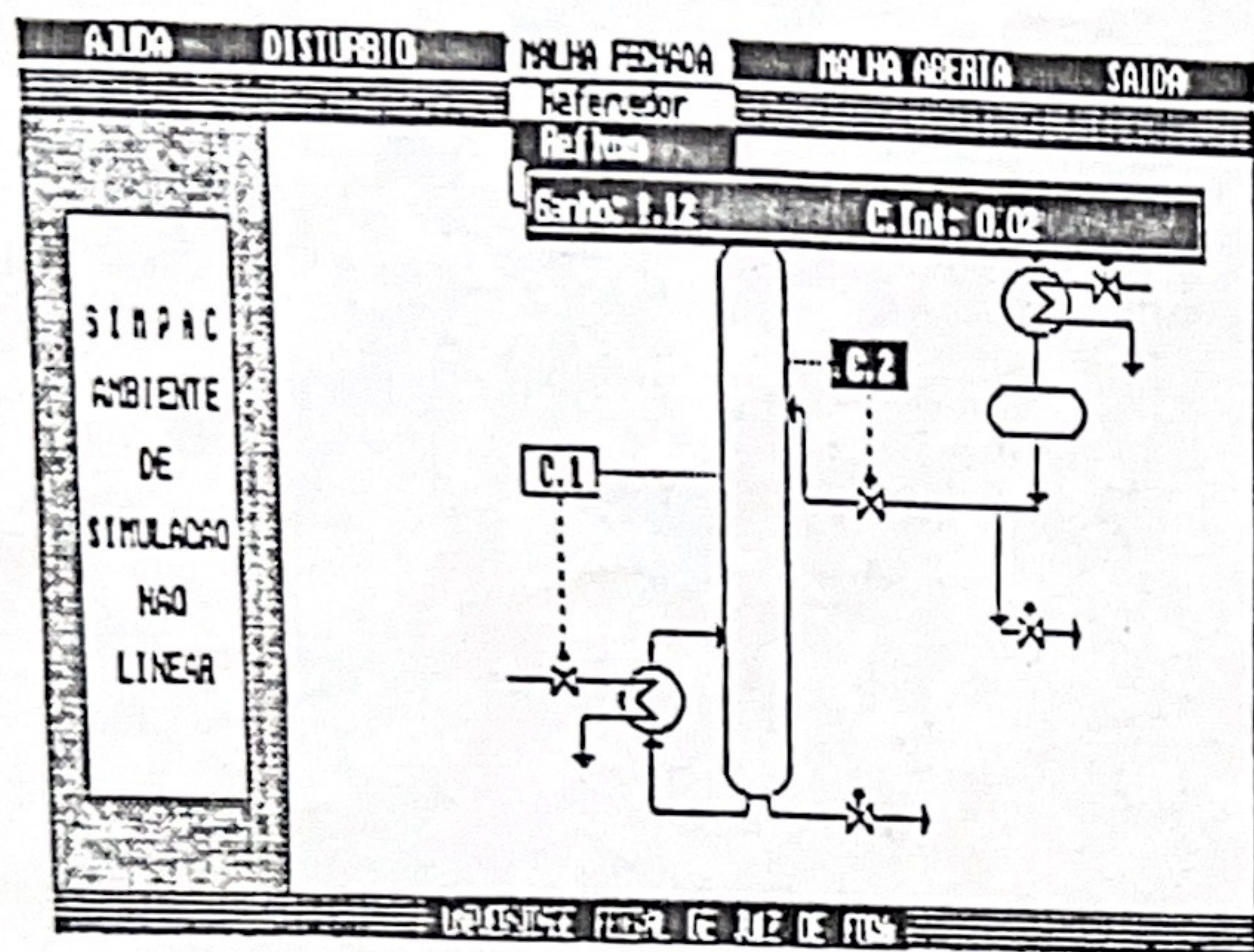


(a)

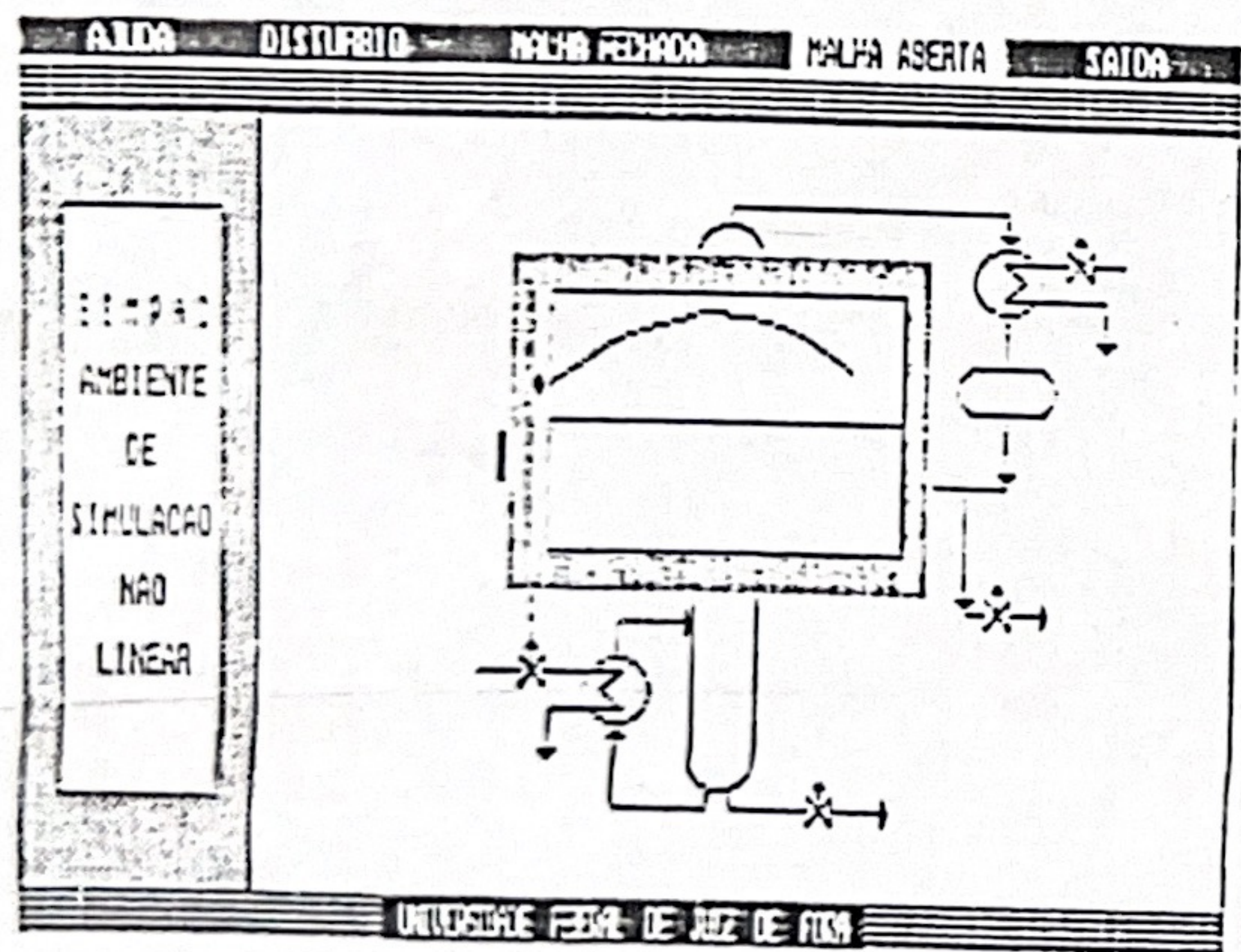


(b)

Figura 1 - Tela principal de abertura do SIMPAC (a) e em malha fechada com opção de controle na malha do refluxo (b).



(a)



(b)

Figura 2 - (a) Seleção de parâmetros de sintonia do controlador PI  
Perturbação em malha aberta com gráfico da temperatura do  
estágio de controle plotada em "tempo real" (b).

UM NOVO CONTROLE "ANTI-SURGE" PARA O  
COMPRESSOR V-2402 DA RPBC-PETROBRÁS

Mario Cesar M. Campos \*  
Paulo Sergio B. Rodrigues \*\*

RESUMO

Nesse trabalho é apresentado um relato acerca do projeto e da implantação de um novo sistema de controle para o compressor de gás de craqueamento da Refinaria Presidente Bernardes, em Cubatão - SP. Além do ganho financeiro proporcionado pela maior eficácia desse novo sistema, podem ser destacadas as melhorias no tocante à segurança operacional da unidade e a contribuição dada à preservação das condições ambientais.

ABSTRACT

This paper refers to design and implementation of a compressor control system on Catalytic Cracking Unit of RPBC - Petrobrás Refinery, in Cubatão, São Paulo. The adopted antisurge strategy is analysed and several aspects related to dynamic behavior of the system are reported. Besides financial profit arisen from the plus efficient control, this job brought appreciable contributions in plant safety and environmental protection viewpoints.

1. INTRODUÇÃO

Nesse trabalho é feito um relato acerca do projeto e da instalação de um novo sistema de controle "anti-surge" para o compressor de gás da unidade de craqueamento catalítico da Refinaria Presidente Bernardes em Cubatão - SP. A substituição do sistema anteriormente instalado foi motivada pela sua ineficácia, que punha em risco a integridade do equipamento e acarretava um considerável desperdício de energia. Além disso, as repetidas paradas provocadas pelos dispositivos de proteção da máquina ou mesmo deliberadas para efetuar ações corretivas obrigavam à queima do gás de craqueamento gerando perdas financeiras e deterioração das condições ambientais.

A implementação do novo sistema de controle foi concluída em julho de 1990 e a unidade encontra-se operando sem os antigos problemas.

\* M.Sc., Engenheiro Eletricista do Setor de Instrumentação e Controle do Centro de Pesquisa da Petrobrás - CENPES

\*\* M.Sc., Engenheiro Mecânico do Centro de Desenvolvimento de Recursos Humanos da Petrobrás