

**JOSÉ MIGUEL CARDEMIL IGLESIAS**

**SIMULAÇÃO DE SISTEMAS TÉRMICOS PARA  
GERENCIAMENTO ENERGÉTICO DE USINA  
SUCROALCOOLEIRA**

**FLORIANÓPOLIS - SC**

**2009**

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**SIMULAÇÃO DE SISTEMAS TÉRMICOS PARA  
GERENCIAMENTO ENERGÉTICO DE USINA  
SUCROALCOOLEIRA**

Dissertação submetida à

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

Para obtenção do grau de

**MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**JOSÉ MIGUEL CARDEMIL IGLESIAS**

Florianópolis, Março de 2009

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

SIMULAÇÃO DE SISTEMAS TÉRMICOS PARA GERENCIAMENTO  
ENERGÉTICO DE USINA SUCROALCOOLEIRA

JOSÉ MIGUEL CARDEMIL IGLESIAS

Esta Dissertação foi julgada adequada para a obtenção do título de  
MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA

ENGENHARIA E CIÊNCIAS TÉRMICAS

Sendo aprovada em sua forma final

---

Sergio Colle, Dr.Sc. - Orientador

---

Eduardo Fancello, D.Sc. - Coordenador do Curso

BANCA EXAMINADORA:

---

Edson Bazzo, Dr.Eng. - Presidente

---

Julieta Barbosa Monteiro, Dra.

---

Márcia Mantelli, PhD.

---

Jader Riso Barbosa Jr, PhD.

*"Los únicos que podemos cambiar el mundo, somos nosotros"*

**Santo Alberto Hurtado**

*A quem me deu as forças necessárias durante esta caminhada  
minha esposa, Fernanda*

# Agradecimentos

Agradeço à Empresa Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP) e à Usina Cerradinho pelo apoio financeiro através do projeto PROABS, que viabilizou este estudo.

Agradeço aos funcionários da Usina Cerradinho: Eng. Jorge Donda, Eng. Rodrigo Pazotto, Eng. Hebert Moraes e Eng. Belarmino Baptistella pela inestimável ajuda, explicações e pelo fornecimento dos dados industriais, que foram fundamentais para o desenvolvimento deste trabalho.

Agradeço, em especial, ao orientador desta dissertação, Prof. Dr Sergio Colle, pela confiança, orientação, conhecimentos, dedicação e atenção, sem a qual não seria possível a conclusão deste trabalho.

Agradeço a constante ajuda e colaboração de todos os colegas do projeto PROABS, Dra. Julieta Monteiro, Eng. Felipe Magazoni, MSc. Marcus Americano e Felipe Araújo, e em particular, a Daniel Nalin, pelo constante trabalho e dedicação no desenvolvimento das simulações.

Agradeço todo o apoio dos meus colegas do LEPTEN, Eng. Julio Scussel, Eng. Lucas dos Reis Lisboa, Eng. Marcelo Wendel e Daniel Besen de Aguiar. De maneira especial agradeço a Rosângela Avi de Sousa e Carolina Coelho, por toda a força que me transmitiram. Agradeço também a todos os colegas do LEPTEN, que, participando ou não deste trabalho, fazem parte dele.

Agradeço a meu pai, Alfredo, e aos meus tios, Nelson e Alicia, pelo incondicional apoio e incentivo. Aos meus irmãos pela amizade e alegria. Agradeço a todos os meus familiares e amigos que contribuíram com seu grão de areia.

Agradeço especialmente, por todo apoio, amor e sacrifício durante estes anos, a minha esposa, Fernanda.

# Conteúdo

<b>Lista de Figuras</b>	<b>x</b>
<b>Lista de Tabelas</b>	<b>xiii</b>
<b>Resumo</b>	<b>xv</b>
<b>Abstract</b>	<b>xvii</b>
<b>Nomenclatura</b>	<b>xviii</b>
<b>1 Introdução</b>	<b>1</b>
<b>2 Processo de Fabricação de Açúcar e Etanol</b>	<b>5</b>
2.1 Matéria-prima . . . . .	6
2.2 Recepção da matéria-prima . . . . .	7
2.3 Extração do Caldo . . . . .	7
2.4 Tratamento do Caldo Misto . . . . .	9
2.5 Evaporação . . . . .	11
2.6 Cozimento . . . . .	12
2.7 Fermentação . . . . .	14
2.8 Destilação . . . . .	16
2.9 Geração de Vapor . . . . .	18
2.10 Distribuição de Vapores . . . . .	19
<b>3 Revisão Bibliográfica</b>	<b>21</b>

3.1	Cogeração . . . . .	21
3.2	Plantas de Açúcar e Álcool . . . . .	22
3.3	Análises Econômicas . . . . .	24
3.4	Conclusões . . . . .	25
<b>4</b>	<b>Modelagem Matemática de Processos Sucroalcooleiros</b>	<b>26</b>
4.1	Modelagem Termodinâmica . . . . .	26
4.1.1	Fase de Vapor . . . . .	27
4.1.2	Fase Líquida . . . . .	28
4.2	Modelagem das Operações Unitárias . . . . .	30
4.2.1	Moagem . . . . .	30
4.2.1.1	Extração de Açúcares . . . . .	30
	Pressão Seca: . . . . .	30
	Pressão Úmida: . . . . .	31
	Tandem com Embebição Composta: . . . . .	33
4.2.1.2	Potência Consumida na Moagem . . . . .	34
4.2.2	Evaporação de Múltiplos Efeitos . . . . .	35
4.2.3	Cristalização . . . . .	38
4.2.4	Fermentação . . . . .	40
4.2.5	Destilação . . . . .	42
4.3	Conclusões . . . . .	45
<b>5</b>	<b>Simulação de Processos</b>	<b>46</b>
5.1	Introdução ao ASPEN Plus . . . . .	46
5.2	Substâncias Químicas . . . . .	47
5.3	Modelo Termodinâmico . . . . .	49
5.4	Fluxograma e Condições de Operação . . . . .	49



5.4.1	Moagem . . . . .	51
5.4.2	Tratamento do Caldo . . . . .	51
5.4.3	Evaporação . . . . .	52
5.4.4	Cozimento . . . . .	53
5.4.5	Fermentação . . . . .	54
5.4.6	Destilação . . . . .	54
5.4.7	Caldeiras . . . . .	55
5.4.8	Geração Elétrica . . . . .	56
5.5	Algoritmo de Resolução . . . . .	57
5.6	Simulação . . . . .	57
5.6.1	Resultados . . . . .	58
5.7	Conclusões . . . . .	66
<b>6</b>	<b>Análise Econômica</b>	<b>72</b>
6.1	Resfriamento de Dornas de Fermentação . . . . .	72
6.1.1	Ciclo de Absorção . . . . .	74
6.1.2	Ciclo de Compressão Mecânica de Vapores . . . . .	75
6.1.3	Sistema Híbrido . . . . .	76
6.2	Parâmetros Econômicos . . . . .	76
6.3	Resultados . . . . .	77
6.3.1	Análise de Sensibilidade . . . . .	79
6.4	Otimização do Sistema Híbrido . . . . .	82
6.5	Conclusões . . . . .	87
<b>7</b>	<b>Conclusões e Sugestões</b>	<b>88</b>
7.1	Conclusões . . . . .	89
7.2	Sugestões . . . . .	90

Referências Bibliográficas	92
Apêndice A - Modelagem do Tandem de Embebição Composta	96
Apêndice B - Modelagem de Aquecedores de Caldo	100
Apêndice C - Fluxogramas dos Módulos de Produção em ASPEN Plus	103

# Lista de Figuras

1.1	Produção de cana-de-açúcar no Brasil (UNICA, 2008) . . . . .	1
1.2	Fluxograma de geração e consumo energético em usinas . . . . .	2
2.1	Fluxograma de produção de açúcar álcool e energia elétrica . . . . .	5
2.2	Processo de moagem com embebição composta . . . . .	8
2.3	Processo de tratamento do caldo . . . . .	9
2.4	Processo de evaporação . . . . .	11
2.5	Processo de cozimento . . . . .	13
2.6	Processo de fermentação . . . . .	14
2.7	Fluxograma destilação . . . . .	16
2.8	Processo de geração de vapor . . . . .	18
2.9	Fluxograma de distribuição de vapores de processo . . . . .	19
4.1	Terno de pressão seca . . . . .	31
4.2	Ternos de pressão úmida . . . . .	32
4.3	Tandem com embebição composta . . . . .	33
4.4	Volume de controle, evaporador de múltiplo efeito . . . . .	36
4.5	Diagrama de fases mistura água-sacarose ( <i>Fonte: DoITPoMS</i> ) . . . . .	39
4.6	Concentração de equilíbrio, caldo de cana saturado . . . . .	40
4.7	Coluna de destilação . . . . .	42
4.8	Fluxos de massa no estágio $n$ . . . . .	44
5.1	Fluxograma da planta de Potirendaba em ASPEN Plus . . . . .	50
5.2	Composição da cana ao longo da safra . . . . .	58
5.3	Distribuição de vapores cenário Maio . . . . .	67

5.4	Distribuição de vapores no cenário Julho . . . . .	68
5.5	Distribuição de vapores no cenário Setembro . . . . .	69
5.6	Distribuição de vapores no cenário Novembro . . . . .	70
6.1	Configuração do sistema de resfriamento das dornas de fermentação . . . . .	73
6.2	Fluxograma de simulação ciclo de absorção . . . . .	74
6.3	Evolução do VPL no período de avaliação . . . . .	78
6.4	Evolução do VPL com aumento no rendimento fermentativo de 5% . . . . .	78
6.5	Evolução do VPL com aumento no rendimento fermentativo de 0,66% . . . . .	79
6.6	Sensibilidade do VPL com a taxa de desconto . . . . .	80
6.7	Evolução do VPL considerando R\$880/m <sup>3</sup> . . . . .	81
6.8	Evolução do VPL considerando R\$720/m <sup>3</sup> . . . . .	81
6.9	Evolução do VPL considerando R\$145/MWh . . . . .	83
6.10	Evolução do VPL considerando R\$125/MWh . . . . .	83
6.11	Evolução do VPL considerando custo do ciclo de absorção 10% maior . . . . .	84
6.12	Evolução do VPL considerando custo do ciclo de absorção 10% menor . . . . .	84
6.13	Evolução do VPL considerando custo do ciclo de compressão mecânica 10% maior . . . . .	85
6.14	Evolução do VPL considerando custo do ciclo de compressão mecânica 10% menor . . . . .	85
6.15	VPL do sistema híbrido em função da potência do sistema de absorção . . . . .	86
B.1	Distribuição de temperaturas em trocadores de calor de escoamento paralelo e contracorrente . . . . .	101
B.2	Fator de correção para um trocador com um casco e 2 passes no tubo . . . . .	102
C.1	Fluxograma Moagem em ASPEN Plus . . . . .	104
C.2	Fluxograma Tratamento do Caldo em ASPEN Plus . . . . .	105
C.3	Fluxograma Evaporação em ASPEN Plus . . . . .	106
C.4	Fluxograma Cozimento em ASPEN Plus . . . . .	107

C.5 Fluxograma Fermentação em ASPEN Plus . . . . .	108
C.6 Fluxograma Destilação em ASPEN Plus . . . . .	109
C.7 Fluxograma Caldeira em ASPEN Plus . . . . .	110

# Lista de Tabelas

2.1	Composição em porcentagem mássica da cana madura e sadia . . . . .	6
4.1	Coefficientes da Equação 4.25 segundo a posição do terno . . . . .	34
4.2	Parâmetros cinéticos do modelo de fermentação . . . . .	41
5.1	Substâncias químicas consideradas na simulação . . . . .	48
5.2	Coefficientes globais de transferência de calor dos aquecedores de caldo . . .	52
5.3	Pressões médias de operação do EME . . . . .	52
5.4	Coefficientes globais de transferência de calor EME . . . . .	53
5.5	Especificações colunas de destilação . . . . .	55
5.6	Condições de operação caldeiras . . . . .	55
5.7	Resultados módulo de moagem . . . . .	59
5.8	Resultados módulo de tratamento do caldo . . . . .	60
5.9	Resultados módulo de evaporação . . . . .	61
5.10	Resultados módulo de cozimento (Concentração de sólidos) . . . . .	62
5.11	Resultados módulo de cozimento (Purezas) . . . . .	62
5.12	Resultados módulo de fermentação . . . . .	63
5.13	Resultados módulo de destilação . . . . .	64
5.14	Resultados indicadores globais de produção . . . . .	66
5.15	Balanco de vapores no cenário Maio . . . . .	67
5.16	Balanco de vapores no cenário Julho . . . . .	68
5.17	Balanco de vapores no cenário Setembro . . . . .	69
5.18	Balanco de vapores no cenário Novembro . . . . .	70
6.1	Calor a ser retirado para manter $T = 32^{\circ}\text{C}$ . . . . .	73

6.2	Disponibilidade de fontes de aquecimento . . . . .	73
6.3	Capacidade de resfriamento do ciclo de absorção utilizando condensado . .	75

# Resumo

A utilização do bagaço de cana como combustível em sistemas de cogeração, além da integração energética do processo produtivo em usinas sucroalcooleiras, geram um excedente de eletricidade que corresponde a dois terços da energia produzida em uma planta. A integração energética da planta industrial depende do correto gerenciamento de vapores de processo, os quais fornecem a energia térmica e mecânica necessária ao processo de fabricação. Desta forma, mudanças no balanço energético de uma planta sucroalcooleira influenciam diretamente o rendimento financeiro da unidade produtiva. O objetivo deste trabalho é desenvolver uma simulação de sistemas térmicos de uma usina de açúcar com destilaria anexa, com o intuito de realizar avaliações econômicas coerentes com a realidade. O modelo de simulação foi desenvolvido sobre a plataforma ASPEN Plus adaptando este software para simular as operações sucroalcooleira. A simulação atende à configuração específica da unidade Potirendaba da Usina Cerradinho, localizada no estado de São Paulo. Foram realizadas simulações com diferentes composições de cana-de-açúcar, conforme as mudanças que a matéria-prima experimenta ao longo da safra. Posteriormente os resultados das simulações foram comparados com dados industriais, permitindo validar o modelo de simulação. Através dos resultados das simulações, realiza-se uma avaliação econômica das alternativas de resfriamento de dornas de fermentação, visando um aumento na produção de etanol, onde são considerados os custos de investimento, operação e energéticos que cada configuração representa. As três alternativas analisadas são: refrigeração por absorção (utilizando a energia térmica disponível no processo produtivo), refrigeração por compressão mecânica de vapores e um sistema híbrido composto pelas duas alternativas anteriores, as quais são configuradas em série.

**Palavras chave:** Simulação de Sistemas Térmicos, Usina Sucroalcooleira, Análise Econômica, Refrigeração de Dornas de Fermentação



# Abstract

The use of sugarcane's bagasse as fuel in cogeneration systems and thermal integration in sugar and ethanol production process, generate surplus of electricity that factories sell to local distribution system. This surplus is approximately 66% of the electricity generated by the factory. Thermal integration on production depends on steam process distribution and consumption, which gives thermal and mechanical energy to units operations. By this situation, changes in factory's energetic balance affect on economical performance of industrial unit. The aim of this work is to develop a thermal systems simulation model of sugar and ethanol factory, which the main propose is to build on realistic economical evaluations. The simulation model was developed by adapting ASPEN Plus software to sugar and ethanol processes and attending to the specific configuration of Potirendaba's unit of Usina Cerradinho, located in Sao Paulo state. Simulations with different composition of sugar cane were developed based on changes that cane experiments during the harvest season. To validate the simulation model the results obtained were compared with industrial data available. Looking for an increment on ethanol production, three alternatives to refrigerate the fermentation reactors were evaluated considering capital, operational and energetic cost of each option. The three refrigeration alternatives evaluated are: absorption chiller, mechanical chiller and a hybrid system between the first two cycles, combined in serial configuration.

**Keywords:** Thermal Systems Simulation, Sugar and Ethanol Factory, Economical Analysys.

# Nomenclatura

## Letras Latinas

$\tilde{C}$	Concentração molar	[mol/l]
$d$	Diâmetro	[m]
$e$	Extração	[-]
$f$	Fugacidade	[-]
$F$	Força	[kN]
$G^E$	Energia livre de Gibbs em excesso	[kJ]
$h$	Entalpia específica	[kJ/kg]
$H$	Altura	[m]
$\tilde{H}$	Calor liberado em uma reação	[kJ/kmol]
$\bar{H}$	Calor liberado em uma reação	[kJ/kg]
$K$	Constante de equilíbrio	[-]
$\tilde{K}$	Constante de saturação	[mol/l]
$\dot{m}$	Vazão mássica	[kg/s]
$P$	Pressão	[kPa]
$Q$	Taxa de consumo	[mol/(mol h)]
$R$	Constante universal dos gases	[kJ/(kmol K)]
$r$	Extração ternos de pressão úmida	[-]
$T$	Temperatura	[°C]
$U$	Coefficiente global de transferência de calor	[kW/(m <sup>2</sup> K)]
$v$	Volume molar	[m <sup>3</sup> /kg]
$w$	Embebição	[-]
$W$	Potência	[kW]
$x$	Fração mássica na fase líquida	[-]
$X$	Conteúdo de sólidos solúveis em base mássica	[°Brix]
$\tilde{X}$	Conteúdo de sólidos solúveis em base molar	[%]

$\tilde{x}$	Fração molar na fase líquida	[-]
$\tilde{y}$	Fração molar na fase gasosa	[-]
$Z$	Fator de compressibilidade	[-]

### Letras Gregas

$\gamma$	Coeficiente de atividade	[-]
$\mu$	Potencial químico	[kJ/kmol]
$\phi$	Coeficiente de fugacidade	[-]

### Sobrescritos

$A$	Alimentação
$B$	Bagaço
$C$	Caldo
$Ca$	Cana
$L$	Líquido
$S$	Sangria
$sat$	Saturação
$V$	Vapor

### Subscritos

$C$	Crítico
$eq$	Equilíbrio
$f$	Fibra
$H$	Altura
$max$	Máximo

### Siglas

ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
CEST	Condensing-Extraction Steam Turbine
DRE	Demonstração de resultados do exercício
EI	Eficiência Industrial
EME	Evaporador de Múltiplos Efeitos

NREL	National Renewable Energy Laboratory
NRTL	Non Random Two Liquid
RK	Redlich Kwong
VE	Vapor de Escape
VHP	Very High Purity
VPL	Valor Presente Líquido
V1	Vapor vegetal do primeiro efeito
V2	Vapor vegetal do segundo efeito

# 1 Introdução

A indústria sucroalcooleira é uma das atividades econômicas mais importantes no Brasil, principalmente devido a sua alta eficiência e competitividade, alcançando a liderança mundial do setor. Neste segmento destacam-se a existência de robustos investimentos em usinas de açúcar, destilarias de álcool e plantas integradas que fabricam os dois produtos: açúcar e álcool.

Atualmente no Brasil existem mais de 350 usinas em operação, as quais, na última safra (2008), processaram 490 milhões de toneladas de cana-de-açúcar para produção de açúcar e álcool (UDOP, 2008). A expectativa do setor é que haja um crescimento importante nos próximos anos, ancorado na sinalização do mercado do etanol como uma commodity internacional, esperando-se para safra 2012, uma produção de 728 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, conforme a Figura 1.1.

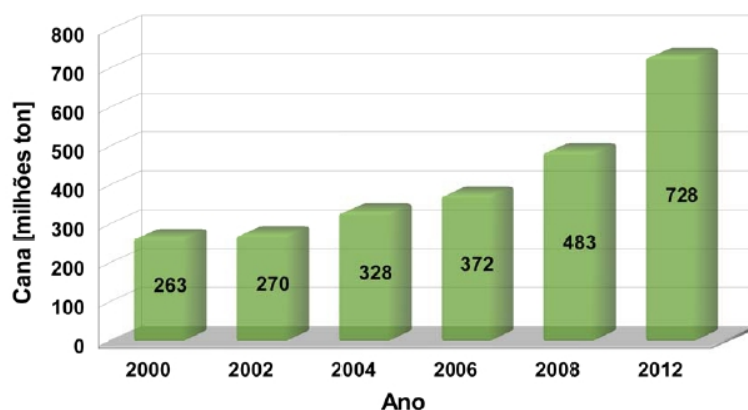


Figura 1.1: Produção de cana-de-açúcar no Brasil (UNICA, 2008)

A maioria das usinas no Brasil são auto-suficientes em termos energéticos, utilizando o bagaço-de-cana como combustível em sistemas de cogeração para produzir a energia térmica, mecânica e elétrica necessárias ao processo produtivo. Através de uma correta integração energética dos processos, é possível gerar um excedente de energia elétrica para injetar no sistema de distribuição local. Esta possibilidade de exportar energia

elétrica levou as usinas sucroalcooleiras a aprimorar suas tecnologias de produção, no sentido de diminuir o consumo energético da planta e maximizar a eletricidade gerada. Tal medida teve como resultado excedentes de energia elétrica, que chegam a alcançar dois terços da energia gerada (NETO; RAMON, 2002). Desta forma, nos últimos anos o setor sucroalcooleiro tem demonstrado um grande potencial de geração elétrica aportando 2,5GW à matriz energética nacional, com uma perspectiva de crescimento de 15GW de potência instalada até 2015 (EPE, 2008), esta potência é comparável à potência nominal da Usina Hidroelétrica de Itaipú.

O fluxograma energético de uma usina de açúcar com destilaria anexa é apresentado na Figura 1.2. A matéria-prima principal é a cana que, após ser moída, fornece o caldo para a produção de açúcar e álcool, e o bagaço como insumo para a produção de vapor nas caldeiras. O vapor primário, ou de alta pressão, é fornecido às turbinas, gerando potência para acionamento da moenda, bombeamento (via turbobombas) e geração elétrica. O vapor de contrapressão (vapor de escape), que sai das turbinas, serve como fonte de calor para o próprio processo de produção (aquecimento, evaporação, cozimento e destilação). No caso de faltar vapor de escape, o complemento ocorre por linhas diretas de vapor primário, através de válvulas redutoras de pressão.

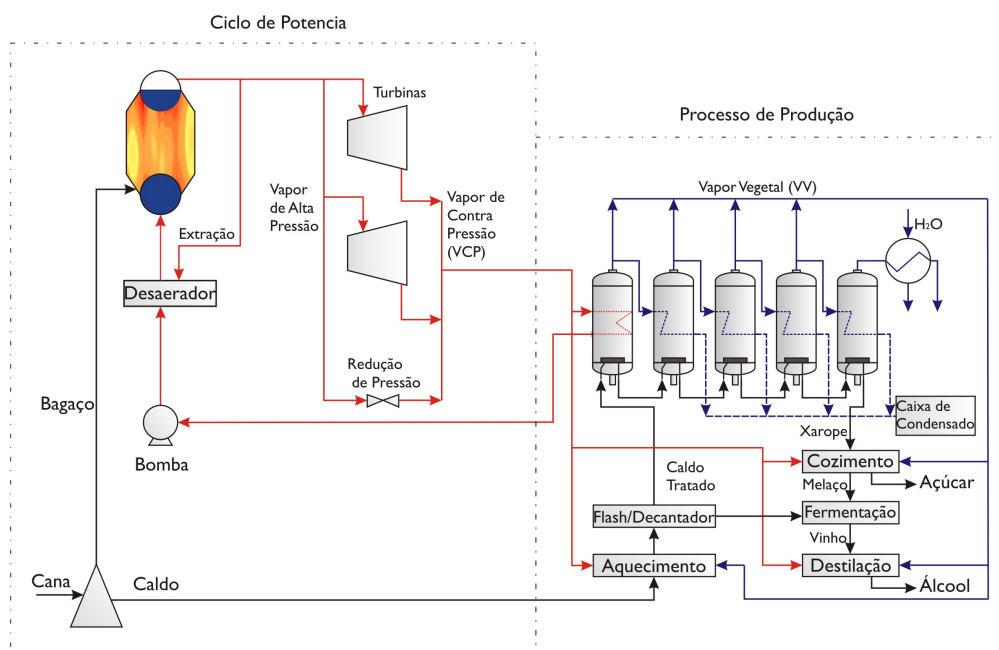


Figura 1.2: Fluxograma de geração e consumo energético em usinas

Novas tecnologias no processo de fabricação de açúcar e álcool têm sido objeto de estudos, a fim de aumentar a eficiência global do processo e, por conseguinte, sua produtividade. Alguns destes avanços tecnológicos, já em fase de implementação, são a

refrigeração de dornas de fermentação por ciclo de absorção e a concentração de vinhaça em evaporadores a vácuo. Também neste contexto, a hidrólise do bagaço de cana, os biodigestores de vinhaça e a gaseificação do bagaço têm sido estudados pelas empresas do setor e instituições de pesquisa. Contudo, estas tecnologias ainda não foram testadas em escala industrial.

A inserção de mudanças tecnológicas ao processo produtivo, como as enunciadas anteriormente, traz consigo mudanças no balanço energético global da planta, as quais devem ser avaliadas para não comprometer a geração de renda da usina. A proposta deste trabalho é desenvolver uma metodologia de simulação, integrando todas as operações produtivas de uma usina sucroalcooleira, que permita avaliar o desempenho de uma configuração particular de planta, realizar análises rigorosas das operações de produção, assistir o processo de desenho de plantas futuras e, eventualmente, otimizar o sistema produtivo.

O algoritmo de simulação foi desenvolvido utilizando o *software* ASPEN Plus reproduzindo a configuração de uma usina real, localizada no município de Potirendaba, estado de São Paulo. A usina de Potirendaba, pertencente ao grupo Cerradinho, é considerada uma usina modelo na indústria devido a que foi projetada utilizando as últimas tecnologias disponíveis em operações sucroalcooleiras. A operação da planta começou na safra 2006-2007, portanto os equipamentos instalados em Potirendaba não apresentam sinais de desgaste sendo mais fácil modelar matematicamente sua operação.

Os resultados das simulações foram validados com dados industriais fornecidos pelo laboratório industrial da usina de Potirendaba, considerando quatro cenários de produção da planta, conforme as mudanças apresentadas pela matéria-prima ao longo da safra. Posteriormente, a simulação foi utilizada para realizar uma avaliação econômica de três alternativas de resfriamento de dornas de fermentação.

Desta forma, a presente dissertação estrutura-se conforme apresentado a seguir.

No Capítulo 2, apresenta-se uma descrição geral do processo produtivo de açúcar e álcool utilizado pelas usinas brasileiras, onde são detalhados os módulos através dos quais é organizado o processo e as características dos principais equipamentos utilizados.

No Capítulo 3, faz-se uma revisão bibliográfica, onde são analisados os resultados de pesquisas sobre temas relacionados com o trabalho, principalmente referentes a simulação e integração de processos em sistemas de cogeração, destilarias e usinas integradas de açúcar e álcool. Também são analisadas algumas metodologias de análises econômicas empregadas em projetos sucroalcooleiros.

O Capítulo 4 apresenta a modelagem matemática utilizada na simulação do processo de produção de açúcar e álcool. Detalham-se os modelos termodinâmicos utilizados para modelar a fase líquida e gasosa ao longo do processo produtivo, os quais permitem avaliar os estados de equilíbrio entre as fases. Apresenta-se também a modelagem de algumas operações unitárias abordadas na simulação, tais como extração de caldo, evaporação, cristalização, fermentação e destilação. Nestes casos detalham-se as equações de balanço de massa e energia nos principais equipamentos de cada operação unitária, permitindo o cálculo das composições dos fluxos de saída e da energia consumida em cada processo.

No Capítulo 5, é apresentada a metodologia de simulação sobre a plataforma ASPEN Plus, segundo a modelagem matemática do Capítulo 4. Descreve-se a plataforma utilizada, enunciam-se os modelos termodinâmicos empregados na simulação e os algoritmos de solução dos sistemas de equações. Apresenta-se a simulação desenvolvida reproduzindo a configuração particular da Usina Cerradinho Unidade Potirendaba, seus resultados e a validação do modelo de simulação, através da comparação dos resultados com dados industriais da planta de Potirendaba.

O Capítulo 6 é dedicado à análise econômica de três alternativas para refrigeração de dornas de fermentação: refrigeração por ciclo de absorção, refrigeração por compressão mecânica de vapores e um sistema híbrido composto pelas duas primeiras alternativas. Esta análise foi desenvolvida considerando a configuração particular da planta de Potirendaba, avaliando a operação do projeto em um período de 10 anos, onde cada ano considera quatro cenários de produção, os quais refletem as mudanças que experimenta a matéria-prima ao longo de uma safra.



## 2 Processo de Fabricação de Açúcar e Etanol

Os processos de fabricação de açúcar e álcool têm evoluído nos últimos tempos para acompanhar, principalmente, o aumento na demanda de álcool. No Brasil existem unidades produtoras de açúcar (engenhos) e destilarias autônomas, mas na atualidade são mais comuns as plantas açucareiras com destilaria anexa. Com esta configuração, as unidades têm a capacidade de produzir açúcar, álcool e energia elétrica mediante a combustão do bagaço de cana.

O ciclo de produção de açúcar e álcool comumente é organizado em módulos de produção, conforme ilustra a Figura 2.1. Destaca-se na produção de álcool que pode ser realizada a partir duas fontes: caldo e melaço.

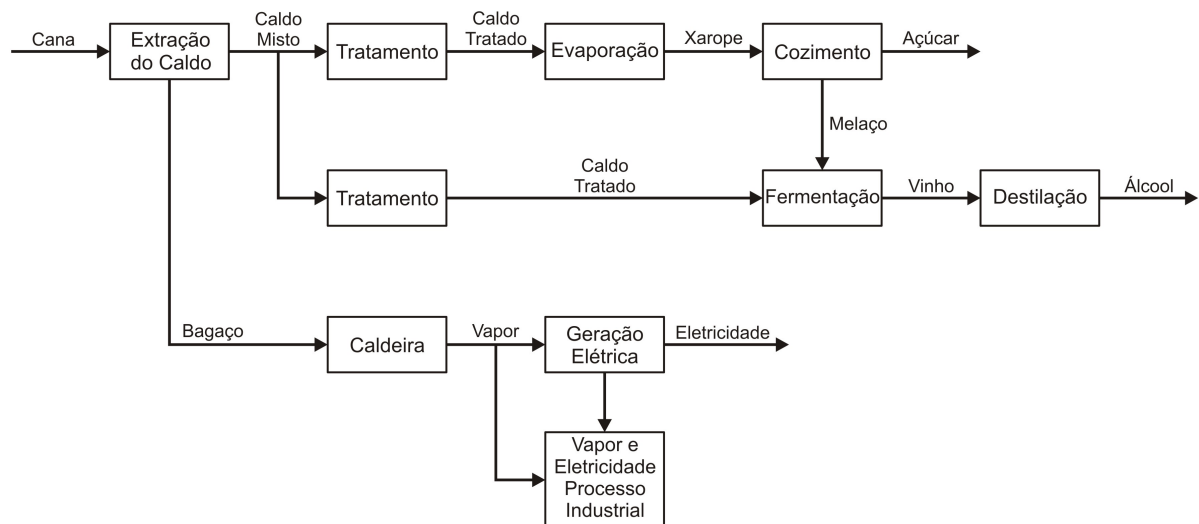


Figura 2.1: Fluxograma de produção de açúcar, álcool e energia elétrica

Neste capítulo apresentam-se as características da matéria-prima utilizada pelas usinas brasileiras e os principais processos empregados na fabricação de açúcar e etanol. A descrição destes processos é organizada segundo a estrutura apresentada no fluxograma da Figura 2.1.

## 2.1 Matéria-prima

No Brasil praticamente todo açúcar e etanol são produzidos a partir de cana-de-açúcar, principalmente devido ao seu potencial econômico, à existência de solos e clima adequados para seu cultivo e a uma tradição de quatro séculos.

A cana está constituída principalmente por fibra e caldo, sendo neste último onde se encontra a sacarose, matéria-prima da fabricação do açúcar e álcool. A fibra é todo material insolúvel em água, enquanto o caldo é constituído por água e todos os sólidos solúveis contidos na cana. Sendo assim, fazem parte do caldo açúcares, cinzas, materiais nitrogenados e outras substâncias, como indica a Tabela 2.1.

Tabela 2.1: Composição em porcentagem mássica da cana madura e sadia

Composto	Média	Min.	Max.	
Água	74,5	65,0	75,0	
Açúcares	14,0	11,0	18,0	
	Sacarose	12,5	11,0	18,0
	Glicose	0,9	0,2	1,0
	Frutose	0,6	0,0	0,6
Fibras	10,0	8,0	14,0	
	Celulose	5,5		
	Lignina	2,0		
	Xilana	2,0		
	Arabana	0,5		
Cinzas	0,5	0,4	0,8	
Matérias Nitrogenadas	0,4	0,3	0,6	
Gorduras e ceras	0,2	0,15	0,25	
Ácidos	0,2	0,16	0,25	

*Fonte: Camargo et al. (1990)*

Segundo a Tabela 2.1 a composição química da cana-de-açúcar é bastante variável, devido a diferentes fatores, dentre os quais estão a variedade de cana, região de cultivo, clima, solo, adubação e idade.

A colheita da cana-de-açúcar pode ser realizada de forma manual ou mecanizada. Na colheita manual as palhas são queimadas antes do corte para assim melhorar o rendimento dos trabalhadores, porém esta prática tem data de término na maioria dos estados brasileiros produtores de cana, devido a questões ambientais. A colheita mecanizada tem sido cada vez mais utilizada no Brasil, mostrando uma enorme vantagem sobre o processo manual principalmente na velocidade da operação.

A colheita da cana é governada pela capacidade de moagem da usina, devendo-se

manter uma sincronização entre estas operações para evitar a deterioração da matéria-prima, devido ao tempo de espera nos pátios de descarga, e o tempo ocioso da planta.

## 2.2 Recepção da matéria-prima

A primeira etapa do processo industrial é a lavagem. A cana é lavada antes de ser processada para evitar inconveniências que possam ocorrer pela presença de impurezas transportadas da lavoura à usina. Contudo esta prática não é utilizada quando a cana a ser processada foi colhida mecanicamente. Na colheita mecanizada a cana é picada, o que aumenta a área de contato entre a cana e a água, implicando numa perda importante de sacarose devido à difusão.

Após a lavagem a cana passa pelo processo de preparo. O principal objetivo do preparo é desintegrar a cana para facilitar a extração do caldo. Além disso incrementa a capacidade da moenda pelo aumento de densidade do material alimentado, pois torna-o homogêneo e compacto.

Atualmente os equipamentos mais utilizados no preparo da cana são picadores seguidos de desfibradores. Estes equipamentos destroem por completo a estrutura da cana, melhorando a embebição e facilitando a extração de açúcares.

## 2.3 Extração do Caldo

A extração do caldo de cana para fabricação de açúcar ou etanol pode ser realizada através dos processos de moagem ou de difusão. Tradicionalmente, o método utilizado no Brasil é a moagem, enquanto a difusão é mais praticada em países de África e América Central.

A moagem é realizada através de um equipamento denominado tandem de moendas, o qual é composto por um conjunto de 4 a 7 ternos de moenda, onde cada terno é formado por três cilindros dispostos de modo que seus centros formem um triângulo. Os cilindros inferiores (de entrada e de saída) têm os eixos fixos e giram no mesmo sentido, enquanto no cilindro superior, a posição de seu eixo é controlada por um regulador hidráulico e gira no sentido contrário ao dos cilindros anteriores. Desta forma a fibra é espremida duas vezes: entre o rolo superior e o cilindro de entrada, e depois entre o rolo superior e o cilindro de saída.

No primeiro terno do tandem alcança-se uma extração de açúcares na faixa de 55 a 70%, já o bagaço produzido pela operação do terno é conduzido aos ternos seguintes onde o processo é repetido, completando a extração.

O bagaço resultante da extração realizada nos ternos retém uma certa quantidade de caldo por capilaridade ou contido em células que escaparam ao esmagamento. Para retirar esses açúcares, adiciona-se água ao bagaço no processo denominado embebição. Assim, o caldo residual fica diluído, podendo ser extraído em uma nova moagem, na qual permanece a mesma umidade final do bagaço, pois acontece simplesmente substituição do caldo pela água adicionada.

A embebição pode ser realizada em diferentes configurações, seja simples, composta ou mista. Na embebição simples, aplica-se água sobre o bagaço após cada terno do tandem. O caldo diluído obtido pelo efeito da embebição é peneirado e enviado à etapa de tratamento químico. Quanto a embebição composta, a água pura é aplicada somente no último terno do tandem, enquanto o caldo extraído retorna para embeber o bagaço parcialmente esmagado no terno anterior. Na embebição mista adiciona-se água em mais de um terno e os caldos intermediários retornam parcialmente, podendo apresentar diferentes combinações. A embebição que alcança maior extração de açúcares é a embebição composta, sendo esta configuração a mais utilizada nas usinas brasileiras.

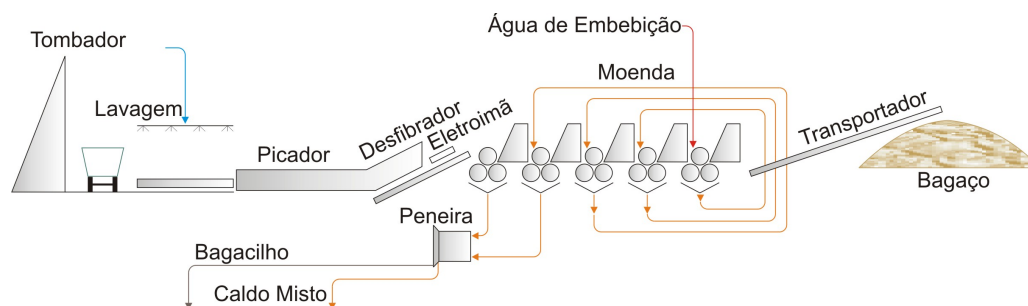


Figura 2.2: Processo de moagem com embebição composta

A quantidade de água adicionada na embebição é calculada em função principalmente do teor de fibra e do teor de sacarose da cana a ser processada. Canas com alto teor de fibras e/ou açúcares requerem uma maior embebição, mas se a embebição for excessiva acarretará complicações nos processos posteriores, devido ao aumento no volume de caldo a ser processado.

A maioria das unidades industriais emprega água quente na embebição (até 80°C), o que produz um aumento na extração devido à maior permeabilidade do bagaço a essa temperatura, aumentando a difusão dos açúcares, também são observados benefícios na

diminuição de impurezas no caldo.

Finalmente, após a separação efetuada na moagem, tem-se duas vazões: o caldo misto que é peneirado e encaminhado para o processo de fabricação e o bagaço que é alimentado como combustível nas caldeiras.

## 2.4 Tratamento do Caldo Misto

Previamente ao processo industrial da fabricação de açúcar e álcool, o caldo misto produzido na extração passa por etapas de tratamento químico. Estas etapas visam eliminar as impurezas presentes no caldo e que não são retiradas pelo peneiramento realizado após da moagem, seja coagulando, floculando ou precipitando estas impurezas que, posteriormente, serão eliminadas por sedimentação. Também é necessário, nesta etapa, realizar uma correção do pH do caldo para evitar perdas de sacarose por inversão<sup>1</sup>.

O caldo tratado pode ser enviado à fabricação de açúcar ou de álcool. No primeiro caso as etapas de tratamento são sulfitação, calagem, sedimentação e filtração. Quanto ao caldo utilizado na produção de álcool, este passa pelas mesmas etapas, excluindo a de sulfitação.

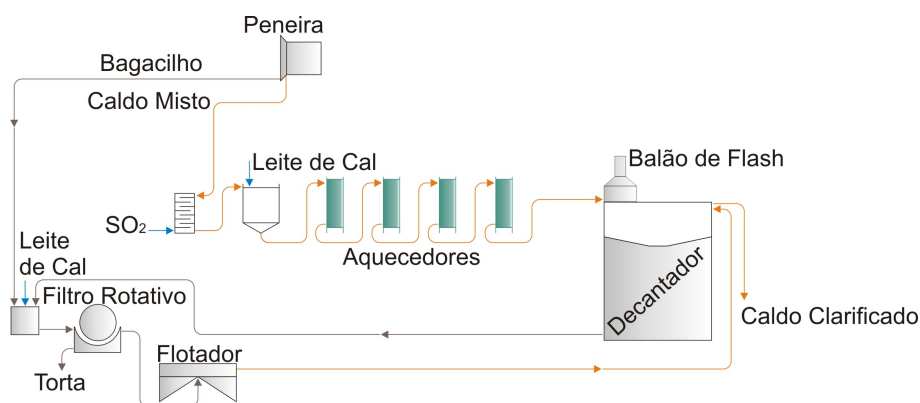


Figura 2.3: Processo de tratamento do caldo

A sulfitação consiste na adição de dióxido de enxofre ao caldo utilizado na fabricação de açúcar, principalmente para inibir reações que alteram a cor do açúcar, visando a produção de açúcar branco. O anidrido sulfuroso exerce também efeitos secundários no tratamento do caldo ajudando na coagulação de colóides solúveis, evitando o desenvolvimento de microrganismos e diminuindo a viscosidade do caldo, o que, conseqüentemente, facilita as operações de evaporação e cozimento.

<sup>1</sup>Hidrólise de sacarose, reação onde a sacarose é transformada em uma mistura equimolar de frutose e glicose

O processo de sulfitação é realizado em uma coluna de absorção de pratos perfurados, na qual o caldo é bombeado até a parte superior da torre, logo desce por gravidade através dos pratos em contracorrente com o  $\text{SO}_2$  gasoso, aspirado por um exaustor ou ejetor instalado no topo da coluna. Devido à grande solubilidade do gás na água, mediante a utilização deste equipamento obtém-se uma absorção de até 99,5% do  $\text{SO}_2$ .

O processo de calagem, trata-se da adição do leite de cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) ao caldo. Este processo permite elevar o pH do caldo até valores da ordem de 6,8 a 7,2. O leite de cal é obtido pelo processo de hidratação de cal ( $\text{CaO}$ ), onde transforma-se na solução utilizada para alcalinizar o meio.

A calagem tem por objetivo eliminar os corantes presentes no caldo, neutralizar os ácidos orgânicos e formar sulfito e fosfato de cálcio, produtos que ao sedimentar, arrastam consigo impurezas presentes no líquido.

Posterior aos processos de sulfitação e calagem o caldo é aquecido até uma temperatura na faixa de 103 a 106°C, visando eliminar microorganismos pela esterilização, completar as reações químicas com o agente alcalinizante (leite de cal) e possibilitar a desgaseificação do caldo por flasheamento.

O aquecimento é realizado em duas etapas mediante trocadores de calor, nos quais o caldo circula pelo feixe tubular e no casco condensa-se vapor. Este vapor geralmente provém da sangria de vapor vegetal na etapa de evaporação. Na primeira etapa do aquecimento, o vapor utilizado procede da segunda caixa de evaporação, enquanto na segunda etapa do aquecimento, o vapor utilizado é de melhor qualidade, provindo da primeira caixa de evaporação.

Após o aquecimento, as impurezas floculadas e precipitadas nos tratamentos anteriores são removidas pelo decantador. O caldo decantado é retirado da parte superior do equipamento e enviado ao setor de evaporação para concentração de açúcares. As impurezas sedimentadas constituem o lodo, que normalmente é retirado do decantador pelo fundo e enviado ao setor de filtração para recuperação do açúcar contido nele.

A filtração recupera parte do açúcar contido no lodo, fazendo com que ele retorne ao processo na forma de caldo filtrado. O material retido no filtro recebe o nome de torta, que é utilizada na lavoura como adubo.

O lodo que sai do fundo do decantador encontra-se gelatinoso. Logo, antes de ser enviado ao filtro rotativo, recebe a adição do bagacilho retirado da peneira da extração, o qual age como elemento filtrante auxiliar. Uma prática comum nas usinas é adicionar

leite de cal ao lodo antes da filtração, ação que torna o lodo mais denso, facilitando a operação da filtragem.

## 2.5 Evaporação

A seção de evaporação constitui a primeira etapa no processo de recuperação do açúcar contida no caldo. Em função do grau de embebição imposto na extração do caldo, este chega à evaporação com uma concentração na faixa de 14 a 17°Bx<sup>2</sup>. Esta seção compreende a concentração do caldo até atingir aproximadamente 60°Bx, portanto requer a remoção de aproximadamente 75% da água contida no caldo, obtendo finalmente a solução denominada xarope.

A necessidade de economia de vapor obriga o uso do princípio de múltiplo efeito. Com esta configuração o caldo passa por uma série de evaporadores, sofrendo uma concentração progressiva desde o primeiro até o último evaporador. O vapor utilizado como fonte de energia no primeiro evaporador provém da extração das turbinas de geração e acionadores das moendas, enquanto os outros evaporadores recebem o vapor gerado pelo efeito anterior. Uma instalação padrão possui cinco efeitos, onde a pressão diminui de um efeito para o outro. Geralmente nos primeiros dois evaporadores a pressão é superior à atmosférica, o terceiro efeito opera a pressão próxima à atmosférica e as últimas duas caixas funcionam a vácuo. O primeiro efeito denominado pré-evaporador, tem o dobro de área de troca térmica dos quatro seguintes. A maior área do pré-evaporador proporciona uma vazão maior de água evaporada do que a necessária no segundo efeito. Esse excedente de vapor vegetal é sangrado, sendo utilizado em outras operações do processo produtivo (cozimento, aquecimento, destilação).

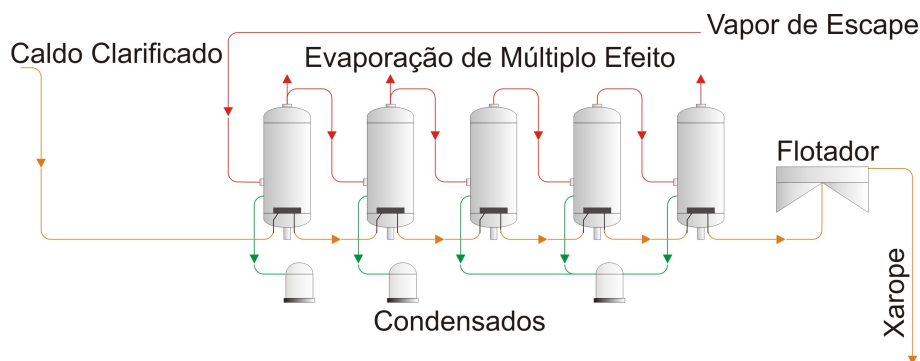


Figura 2.4: Processo de evaporação

<sup>2</sup>°Bx-Grau Brix- Unidade de medição dos sólidos solúveis em uma solução, equivalente à porcentagem mássica de sólidos na solução

O evaporador mais utilizado é do tipo de tubos verticais e de fluxo ascendente (Roberts). É construído em aço carbono, formado por um corpo cilíndrico vertical, em cuja parte inferior, entre duas chapas espelhos, encontram-se os tubos verticais que formam a calandra, onde internamente circula o caldo em concentração, enquanto o vapor é condensado entre os espelhos (externamente aos tubos).

A água condensada do primeiro e do segundo efeito alimenta as caldeiras, enquanto os condensados dos outros efeitos são utilizados em fins variados seja embebição da moenda, lavagem da torta do filtro, lavagem das centrifugas etc.

Um problema comum nas usinas são as deposições de carbonatos nos tubos dos evaporadores. Estas incrustações dificultam a circulação do caldo e diminuem a transferência de calor entre o vapor e o caldo. Desta forma as usinas devem realizar manutenções periódicas (geralmente uma vez por semana) dos evaporadores, retirando as incrustações de carbonatos.

## 2.6 Cozimento

O xarope produzido na evaporação tem uma concentração mássica de sacarose de aproximadamente 60% e uma viscosidade elevada, o que impede continuar concentrando a solução por meio de evaporadores comuns, fazendo-se necessária a utilização de cozedores a vácuo. Estes cozedores operam em batelada e permitem alcançar maiores concentrações de sacarose no xarope, chegando até a um estado de supersaturação, no qual começam a precipitar cristais de sacarose. Esta solução de xarope com cristais de sacarose denomina-se massa cozida.

A massa obtida do cozimento do xarope é denominada massa de primeira (Massa A). Da centrifugação da massa de primeira obtém-se o licor-mãe, também denominado mel de primeira, e o açúcar de primeira que é a parte sólida.

O mel de primeira ainda contém açúcares cristalizáveis, logo é utilizado no cozimento de uma segunda massa, denominada massa de segunda (Massa B), que após centrifugação fornece o mel de segunda e o açúcar de segunda.

Embora esta seqüência possa ser repetida para uma massa de terceira ou quarta até a exaustão do mel, hoje, na grande maioria das usinas açucareiras brasileiras observa-se, uma configuração de duas massas conforme a Figura 2.5.

A operação de cozimento é iniciada no cozedor de segunda, onde o mel proveniente do



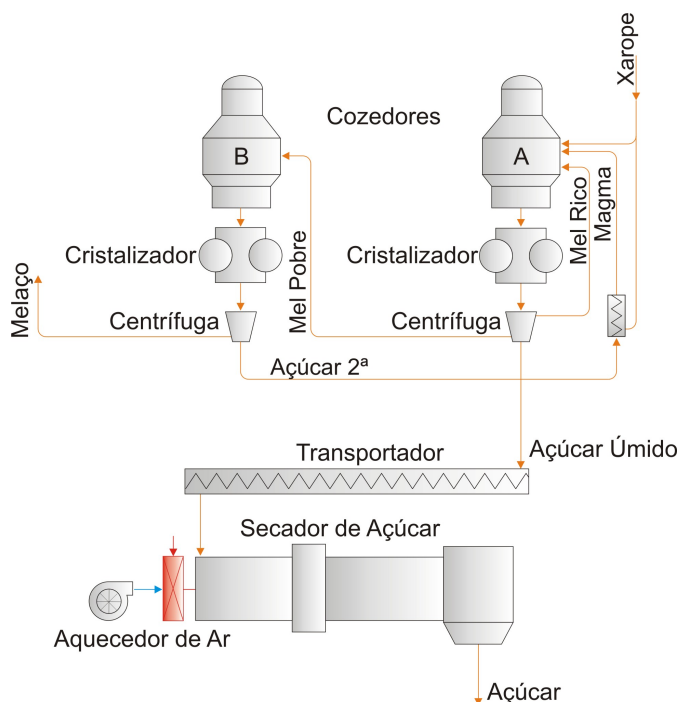


Figura 2.5: Processo de cozimento

cozedor de primeira é concentrado até atingir a zona metaestável de concentração. Neste ponto de concentração são adicionados ao cozedor, núcleos de sacarose (ou sementes). Assim, a sacarose presente no mel pobre concentrado precipita sobre esses núcleos até alcançarem o tamanho desejado dos cristais de formação (volume granagem). Finalmente adiciona-se mel pobre até alcançar o máximo da capacidade do cozedor, ao mesmo tempo ocorre a concentração e a precipitação do mel adicionado, nos cristais do volume de granagem. O cozimento da massa de segunda termina quando os cristais estiverem do tamanho ideal e o nível do cozedor for máximo.

A massa de segunda é descarregada em um cristalizador, onde é completada a precipitação da sacarose pelo resfriamento e agitação. Na sequência, a massa é centrifugada obtendo o açúcar de segunda e o melaço, que é enviado à destilaria. O açúcar de segunda é misturado com xarope para formar uma massa denominada magma, a qual contém os cristais que serão usados como sementes no cozedor de primeira.

No cozedor de primeira adiciona-se magma e xarope, formando a massa de primeira, a qual após do cozimento é descarregada em cristalizadores que tem a mesma finalidade dos de massa de segunda. A massa de primeira também é centrifugada, operação na qual são obtidos o mel rico, o mel pobre e o açúcar de primeira. O mel rico retorna ao cozedor de primeira, enquanto o mel pobre alimenta o cozedor de segunda e o açúcar de primeira é secado em um secador rotativo. Finalmente, com uma umidade de 0,06%, o açúcar é

envasado e comercializado.

## 2.7 Fermentação

O processo de fermentação consiste na transformação de açúcares redutores em etanol, mediante a ação de um microrganismo, a levedura. Os açúcares contidos na solução a ser fermentada, denominada mosto, podem proceder de duas fontes: caldo clarificado ou melação. Existem usinas que fermentam somente caldo clarificado, outras somente melação e há também as que operam a fermentação com uma mistura de ambos.

Para iniciar a fermentação, a concentração de açúcares do mosto é ajustada na faixa de 20 a 22°Bx para facilitar a produção de etanol pela levedura. Assim, se for necessário, o mosto é dosado com água filtrada ou xarope. Também são adicionados ao mosto ácidos (para ajuste de pH), nutrientes e antibióticos (para inibir a ação de bactérias) propiciando uma fermentação regular e pura.

O processo fermentativo comumente utilizado nas destilarias do Brasil é o de Melle-Boinot, no qual a fermentação é conduzida em regime de batelada-alimentada, caracterizado pela recuperação da levedura através da centrifugação da solução rica em etanol gerada no processo, o vinho.

A solução que contém a levedura recuperada, o leite de levedura, é diluída e acidificada, dando origem a uma solução conhecida com o nome pé-de-cuba. Esta solução permanece em agitação de uma a três horas, onde são eliminadas as bactérias e leveduras mortas, antes de começar um novo processo fermentativo.

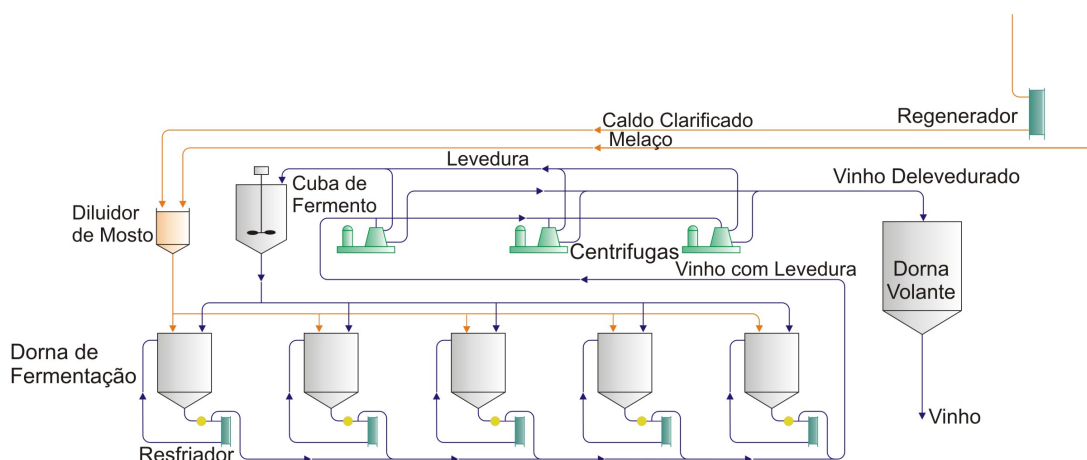


Figura 2.6: Processo de fermentação

A fermentação propriamente dita acontece em tanques denominados dornas de fer-

mentação, onde são misturados o mosto e o pé-de-cuba na proporção de 2:1. Embora o processo fermentativo seja complexo, este pode ser representado pela reação simplificada de Gay Lussac:



A reação 2.1 corresponde à hidrólise da sacarose ou sacarificação, que consiste no desdobramento de substâncias não diretamente fermentescíveis (sacarose) em outras diretamente fermentescíveis (glicose e frutose), enquanto a reação 2.2, corresponde a reação de fermentação alcoólica, onde os açúcares fermentescíveis (ART - Açúcares Redutores Totais) são transformados em etanol e CO<sub>2</sub>. A reação de fermentação é exotérmica, logo as dornas de fermentação devem ser resfriadas durante o processo para manter a temperatura na faixa de 30 a 32°C, o que favorece a produção de etanol e inibe o desenvolvimento de microrganismos que reduzem o rendimento global do processo. Durante a reação ocorre também a formação, em menores proporções, de outros produtos como glicerol, aldeídos e alguns álcoois denominados superiores. O tempo médio de fermentação por batelada-alimentada é de 8 horas, ao final deste período praticamente todos os açúcares foram consumidos. Nas condições atuais, finalizada a fermentação o teor médio de álcool nas dornas é de 7 a 9°GL<sup>3</sup>.

O vinho produzido é centrifugado para recuperar o fermento e, posteriormente, é enviado ao tanque denominado dorna volante, o qual funciona como tanque pulmão da destilaria.

Atualmente nas usinas as dornas são fechadas e o CO<sub>2</sub> produzido é conduzido a uma torre de lavagem de gases, onde parte do etanol contido na mistura gasosa é recuperado e enviado à dorna volante.

A refrigeração das dornas de fermentação é comumente realizada através de trocadores de calor de placas, nos quais o fluido refrigerante é água proveniente de torres de resfriamento. Porém, tem-se observado que este sistema não é suficiente para manter a temperatura na faixa indicada anteriormente, por isso algumas usinas estudam a opção de utilizar resfriadores de absorção utilizando calores residuais do processo de produção.

---

<sup>3</sup>°GL-Grau Gay Lussac - Unidade de medição do teor alcoólico de uma solução, equivalente à porcentagem volumétrica do etanol na solução

## 2.8 Destilação

A destilação é a operação que apresenta maior consumo de energia no processo de produção de álcool. Nesta operação extrai-se o etanol do vinho produzido na fermentação, através de colunas de destilação.

As colunas de destilação possuem dispositivos internos, denominados bandejas ou pratos, que promovem o contato líquido-vapor constituindo estágios de equilíbrio, os quais se comunicam por meio de orifícios, válvulas ou sifões. A primeira bandeja (inferior) recebe vapor como fonte de aquecimento, este vapor pode ser gerado em um refeedor ou pode-se adicionar vapor proveniente de outro processo. A alimentação da coluna geralmente acontece em um prato intermediário, assim os pratos superiores ao estágio de alimentação, denominados de enriquecimento, contêm uma mistura rica no componente mais volátil, enquanto os pratos inferiores, denominados de esgotamento, terão uma mistura rica no componente menos volátil.

Nas instalações comumente utilizadas nas usinas brasileiras para fabricação de álcool hidratado observam-se 5 colunas de destilação, denominadas A, A1, D, B e B1, que encontram-se geralmente dispostas segundo apresenta a Figura 2.7.

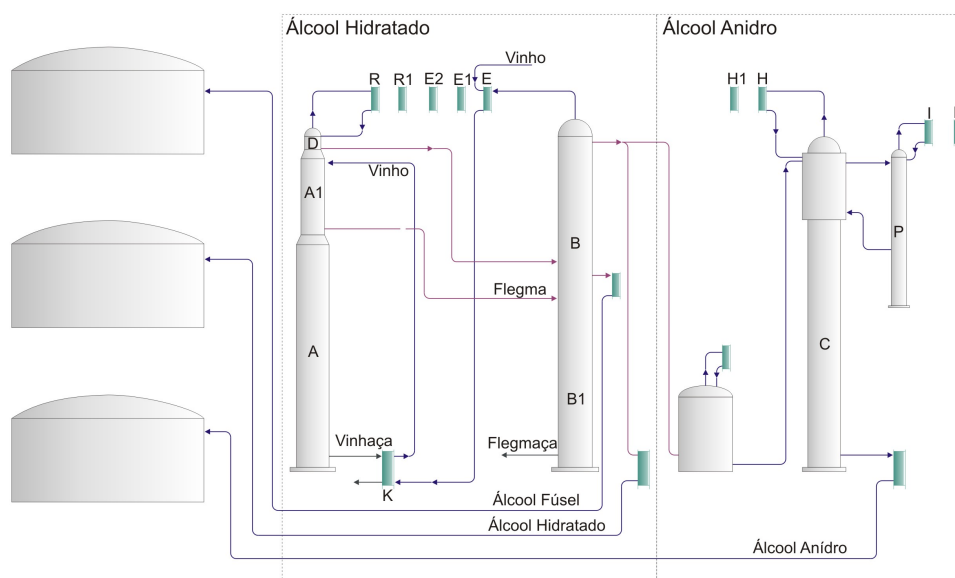


Figura 2.7: Fluxograma destilação

O vinho é aquecido no trocador K e alimentado na coluna A1, denominada coluna de epuração, onde os produtos mais voláteis são vaporizados à coluna D, também denominada coluna de álcool de cabeça. Na coluna D, há uma concentração dos produtos voláteis vaporizados na coluna A1. Os vapores produzidos pela operação da coluna D são

condensados obtendo um produto conhecido como álcool de segunda, enquanto o produto de fundo, rico em etanol, é conduzido à coluna B para retificação.

Do fundo da coluna A1 são retirados os vapores ricos em etanol, denominados flegma, e direcionados à coluna B. Por sua vez, a fase líquida desce até a coluna A, também chamada coluna de esgotamento, onde a solução vai esgotando em álcool à medida que desce através dos pratos, obtendo finalmente o produto de fundo chamado vinhaça, o qual é conduzido à lavoura onde é utilizado como adubo. A fonte energética das colunas A, A1 e D vem dos vapores gerados em um refeedor de vinhaça ou da adição de vapor direto no fundo da coluna.

A coluna B, denominada coluna de retificação, recebe o flegma com uma concentração de álcool aproximada de 50°GL, sendo alimentada aproximadamente no prato central da coluna. Assim, nos pratos superiores, a flegma vai enriquecendo em etanol, e nos pratos inferiores a solução esgota-se até a saída do produto de fundo sob a denominação de flegmaça. Os vapores obtidos no topo da coluna B são condensados e direcionados novamente à coluna como refluxo, enquanto ao álcool hidratado (retificado) é retirado da terceira bandeja com uma concentração aproximada de 93,8°GL. Igualmente ao caso da coluna A, a fonte energética da coluna B em alguns casos pode ser um refeedor, mas comumente utiliza-se a adição direta de vapor de processo.

Devido à formação de um azeótropo na mistura binária de etanol e água, a separação por destilação só pode ser realizada até uma concentração de 89,4% de etanol (base molar) ou 96°GL, logo para produzir álcool anidro (99,8°GL) é necessária a utilização de um solvente que permita romper o azeótropo. Comumente os solventes utilizados na indústria são benzeno, ciclohexano e etilenoglicol, mas este último tem sido mais utilizado nos projetos novos, principalmente em virtude da sua menor toxicidade.

A processo de produção de álcool anidro é denominado desidratação, onde o álcool hidratado é alimentado em uma nova coluna de destilação, a coluna C, juntamente com o solvente utilizado, conforme a Figura 2.7. Assim, um dos produtos obtidos é álcool anidro e o outro é uma mistura ternária rica no solvente. Esta mistura é conduzida à coluna P onde o solvente é recuperado. As fontes de aquecimento utilizadas nas colunas C e P são refeedores de calor indireto, desta forma evita-se o ingresso de maior quantidade de água ao sistema.

## 2.9 Geração de Vapor

O vapor necessário para o processo de produção de açúcar e álcool é gerado em caldeiras, as quais utilizam como combustível o mesmo bagaço produzido na extração de caldo. Estas caldeiras são projetadas para queimar bagaço com alta umidade, aproximadamente 50% em base mássica. O bagaço é abastecido às fornalhas no mesmo estado em que se encontra após da moagem.

Nas usinas brasileiras, a geração de vapor ocorre normalmente a pressões na faixa de 1,8 a 2,1MPa e a temperaturas na faixa de 280 a 310°C. O vapor gerado normalmente é utilizado em turbinas de contra-pressão. Nesta configuração, embora exista a possibilidade de gerar um excedente de energia elétrica para venda, a potência gerada é praticamente igual ao consumo da usina. Para aumentar o excedente elétrico as usinas têm modificado os sistemas de geração de vapor, aumentando a pressão e a temperatura de operação até valores da ordem de 10,5MPa e 525°C. Nestas condições de pressão e temperatura, além da utilização de sistemas de turbinas de condensação com extração<sup>4</sup>, é possível gerar um excedente de eletricidade na faixa de 50-100kWh por tonelada de cana processada (HIGA, 2003), para fornecer ao sistema de distribuição local.

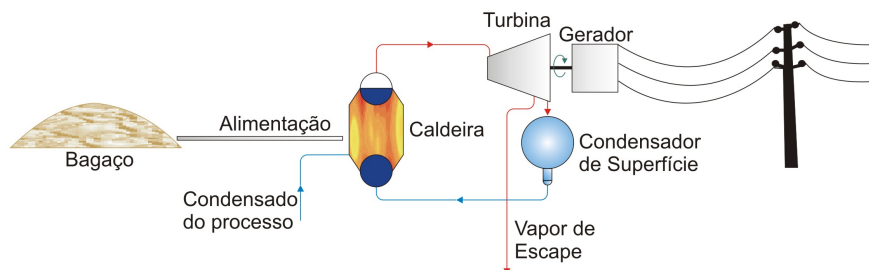


Figura 2.8: Processo de geração de vapor

Desta forma, nos últimos anos, os sistemas de geração de vapor têm sido projetados a fim de aumentar a capacidade de geração e a eficiência do ciclo, com o intuito de maximizar o excedente de eletricidade a ser vendido ao sistema de distribuição local. Neste sentido sistemas como a secagem de bagaço e o pré-aquecimento do ar de combustão têm sido implementados, porém o aumento na eficiência apresentado não é suficiente para justificar o investimento.

<sup>4</sup>CEST-Condensing Extraction Steam Turbine

## 2.10 Distribuição de Vapores

Como foi observado nas seções anteriores, a produtividade de uma usina de açúcar com destilaria anexa depende da integração energética dos processos produtivos. A Figura 2.9 ilustra uma configuração comum de distribuição de vapores em uma usina de açúcar com destilaria anexa, a qual pode mudar de uma usina a outra conforme a necessidades particulares do processo, capacidade dos equipamentos, e flexibilidade do sistema.

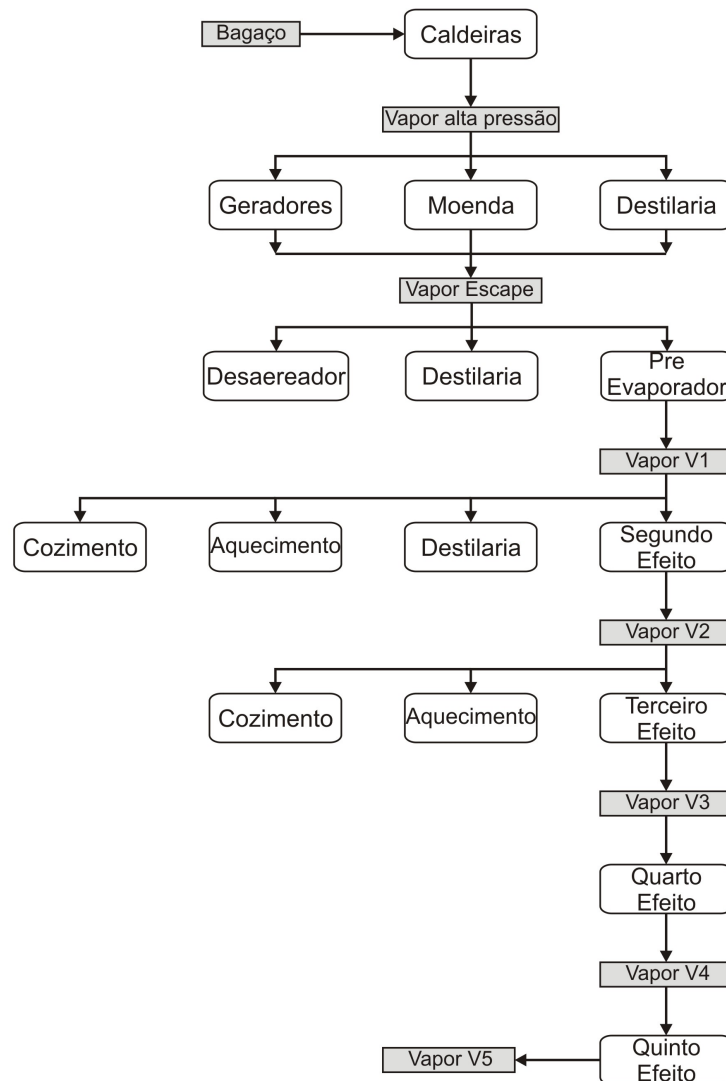


Figura 2.9: Fluxograma de distribuição de vapores de processo

Conforme o fluxograma da Figura 2.9, o vapor de alta pressão gerado nas caldeiras é consumido pelos acionadores dos ternos de moenda, pelas turbobombas de alimentação das caldeiras, pelos refeedores das colunas de desidratação e pelas turbinas de geração elétrica. Já o vapor de extração das turbinas, o vapor de escape, é utilizado como fonte de

aquecimento para o evaporador de múltiplos efeitos, também é utilizado no concentrador de vinhaça na coluna A da destilaria e uma pequena vazão é utilizada no desaerador da água de alimentação da caldeira. A sangria de vapor vegetal gerado na evaporação normalmente é realizada nos dois primeiros efeitos, devido ao maior conteúdo energético do vapor destes efeitos. Os vapores vegetais são utilizados nos módulos de tratamento do caldo, cozimento, destilação e evidentemente nos efeitos seguintes da evaporação.

Algumas mudanças tecnológicas que vem sendo introduzidas no processo de fabricação de açúcar e álcool alteram o fluxograma apresentado na Figura 2.9. Um exemplo disso é a utilização de acionadores elétricos da moenda, eliminando o consumo de vapor de alta pressão neste módulo de produção. Outro exemplo é a utilização de turbinas de condensação para geração elétrica, as quais diminuem a quantidade de vapor de escape produzido, aumentando a potência gerada. Um equipamento que já vem sendo utilizado em muitas usinas é o concentrador de vinhaça, o qual permite diminuir a quantidade de vinhaça a transportar até a lavoura, permitindo diminuir os custos do manejo deste resíduo industrial. Este equipamento apresenta um alto consumo de vapor de escape, situação que também modificaria o fluxograma de distribuição de vapor.



## 3 Revisão Bibliográfica

A seguir é apresentada uma revisão da literatura relacionada à simulação de processos envolvidos nas operações sucroalcooleiras, destacando trabalhos que abrangem cogeração, destilarias e usinas integradas de açúcar e álcool, além de algumas análises econômicas aplicadas ao setor sucroalcooleiro.

### 3.1 Cogeração

A literatura referente à simulação de sistemas de cogeração de calor e eletricidade é abundante. A seguir apresentam-se alguns trabalhos desenvolvidos na área, nos quais a ferramenta de simulação utilizada é ASPEN Plus<sup>TM</sup>. Através dos resultados destes trabalhos pode-se validar a utilização do *software* ASPEN Plus como plataforma para construir as simulações de sistemas térmicos desenvolvidas no presente trabalho.

Ong'iro *et al.* (1996), simularam um ciclo Rankine de geração de potência, utilizando ASPEN Plus como plataforma. O modelo foi validado através de dados de duas plantas diferentes, uma de 105MW e outra de 150MW. Posteriormente, utilizaram a simulação desenvolvida para avaliar o efeito da extração de vapor, para fornecer calor a um processo térmico, na geração elétrica das duas plantas avaliadas. Os resultados obtidos nas simulações concordam com medições nas plantas de geração, apresentando diferenças de 1% entre as temperaturas e vazões mássicas calculadas pela simulação e as observadas na planta industrial. Através deste resultado, valida-se a metodologia e a plataforma utilizadas.

Já no trabalho de Zheng e Furimsky (2003), apresenta-se uma metodologia para simular plantas de cogeração, utilizando gás natural como combustível, sobre a mesma plataforma do trabalho anterior. Neste estudo são modelados os principais componentes de uma planta de cogeração: caldeiras, compressores e turbinas, arranjando-os segundo a configuração de uma planta modelo, de 70MW, situada em Ontário, Canada. A modelagem das caldeiras é realizada através de uma série de trocadores de calor, que representam

o economizador, o gerador de vapor e o superaquecedor. O modelo proposto permite simular com precisão a planta de cogeração, demonstrando a robustez do ASPEN Plus para simulações de sistemas de cogeração.

Outro exemplo é o trabalho desenvolvido por Magnusson (2006), que realizou uma simulação de processos de uma planta de produção de etanol, a partir de materiais celulósicos, integrada a uma planta de cogeração. Neste trabalho a plataforma utilizada é também o ASPEN Plus, sobre a qual foram modelados os processos de hidrólise da celulose, fermentação alcoólica e destilação, além da planta de cogeração, segundo a metodologia do trabalho anterior. Foram analisados quatro configurações de planta, avaliando sua produtividade ao longo do ano, considerando que o vapor produzido deve satisfazer as demandas de aquecimento de uma comunidade localizada na Dinamarca.

## 3.2 Plantas de Açúcar e Álcool

A literatura relativa à simulação de plantas de açúcar e álcool é vasta, destacando-se simulações de destilarias que produzem etanol a partir de biomassa, e a integração energética de processos através da análise *pinch*. Alguns destes trabalhos são apresentados a seguir, dos quais assinala-se as estratégias empregadas para construir as simulações.

No trabalho de Pascal *et al.* (1995), foi desenvolvida uma simulação geral do módulo de fermentação, utilizando a estrutura de diferentes simuladores de processos (ASPEN Plus, Prosim, Pro II) e reproduzindo a configuração de uma planta industrial. O modelo de fermentação empregado é baseado na cinética da fermentação, definindo um esquema de reação que satisfaz a estequiometria. Este modelo pode ser aplicado em diferentes condições e, diferentemente de outros trabalhos, contempla a produção de produtos secundários da fermentação, como os álcoois superiores e o glicerol. A operação da planta foi simulada utilizando um modelo cinético baseado na equação de Monod, tanto para uma planta em regime contínuo, como para uma planta em regime batelada, obtendo resultados precisos que representam bem a realidade observada em uma planta industrial.

Cardona e Sanchez (2006), estudaram o consumo de energia na produção de etanol a partir de biomassa. Desenvolveram simulações, no software ASPEN Plus, avaliando a energia consumida em diferentes configurações do processo de produção de álcool anidro. Neste estudo considera-se um módulo de destilação com a mesma configuração de uma usina comum, avaliando a possível integração da hidrólise de biomassa no processo de produção de açúcar e álcool.

A análise *pinch* foi a ferramenta empregada por Ficarella e Laforgia (1999) para avaliar a integração energética do módulo de destilação, em uma destilaria padrão. A meta deste trabalho foi otimizar a rede de trocadores de calor utilizada na destilaria, a fim de minimizar o consumo de energia. Algumas das configurações avaliadas foram a utilização de ejetores de vapor e bombas de calor. Uma análise econômica mostrou que a utilização de bombas de calor permite obter uma maior economia no consumo energético, com um tempo de retorno financeiro inferior a quatro anos.

A mesma ferramenta anterior foi utilizada por Higa (2003), que fez um estudo da integração térmica em usinas sucroalcooleiras, dando ênfase à cogeração. Foi desenvolvido um estudo de caso em uma usina real, comparando as diferentes alternativas de cogeração dessa planta. Concluiu-se que quanto melhor for a integração térmica, melhores serão as condições para maximizar a geração de potência excedente.

O trabalho de Guerreiro (1999) consiste em um sistema especialista que permite simular e projetar unidades industriais de álcool. O sistema especialista é uma ferramenta computacional que avalia, através de simulações, as condições de operação de alguns dos módulos de produção da usina. Neste estudo, os módulos considerados foram moagem, fermentação e destilação. Na moagem avalia-se a extração global do processo e de cada terno em particular. Enquanto que na fermentação, o algoritmo simula o processo a partir de balanços de massa e energia considerando um processo fermentativo em regime contínuo. Por último, a destilação foi abordada considerando produção de álcool hidratado e anidro, considerando, no último caso, destilação extrativa utilizando benzeno como solvente. As simulações desenvolvidas foram realizadas nos *software* MATLAB e HYSYS, e validadas com dados industriais.

Bubník *et al.* (2006), apresentaram um modelo de simulação de uma fábrica de açúcar e etanol, a partir de beterraba, utilizando o programa Sugars<sup>TM</sup>. Usaram a configuração particular de uma usina localizada na República Checa. O modelo procura otimizar a razão entre a produção de açúcar e etanol, segundo os preços do mercado. O resultado das simulações não representa a realidade na planta, principalmente devido ao modelo termodinâmico utilizado pelo *software*, o qual considera misturas de gases ideais e soluções ideais, porém as misturas envolvidas nos processos fogem da idealidade.

Um completo estudo sobre as energias disponíveis em uma destilaria foi desenvolvido por Barros (1997), quem analisou todos os módulos produtivos da destilaria Japungu, localizada no estado da Paraíba. Neste trabalho realizaram-se balanços de massa e de energia em cada um dos módulos de produção, através dos quais foram analisadas as

eficiências e irreversibilidades dos processos envolvidos.

Um trabalho mais abrangente em simulação de processos sucroalcooleiros foi desenvolvido por Serra *et al.* (2007), que fizeram um estudo da redução do consumo de vapor de processo em usinas sucroalcooleiras, visando um aumento na geração de energia elétrica. A análise avalia a integração térmica da usina completa, modelando todos os módulos de produção. O *software* empregado é o Engineering Equation Solver (EES), sobre o qual foram definidas quatro configurações de sistemas de cogeração, avaliando o aumento de produção elétrica e a eficiência exergética de cada uma. Conclui-se que a gaseificação do bagaço é a melhor alternativa para aumentar a produção elétrica nas usinas.

### 3.3 Análises Econômicas

A seguir são apresentadas três análises econômicas desenvolvidas no setor sucroalcooleiro, as quais servem de base para as avaliações econômicas do Capítulo 6, fornecendo a metodologia e os indicadores de risco ao investimento inerentes ao setor produtivo.

Neto e Ramon (2002) estudaram as alternativas tecnológicas de cogeração no setor sucroalcooleiro. Foram avaliados ciclos tradicionais de cogeração e outras opções como o gaseificador de bagaço. Destaca-se nesta referência a metodologia de avaliação econômica realizada para cada uma das alternativas analisadas, além do estudo de impacto ambiental das principais configurações de sistemas de cogeração utilizadas na indústria sucroalcooleira.

No trabalho desenvolvido por Jaguaribe *et al.* (2007), foi realizada uma análise econômica da ampliação da planta de cogeração da destilaria Japungu (PB), avaliando a alternativa de vender o excedente de eletricidade ao sistema de distribuição local, e a venda direta de bagaço a outras usinas. O estudo econômico, com um período de avaliação de 10 anos, mostra que na situação da destilaria Japungu, uma planta de cogeração que torne a usina auto-suficiente e gere excedente de energia elétrica, não representa um investimento economicamente viável. Esta situação é explicada pelo volume de bagaço gerado pela usina Japungu, que não permite alcançar um nível de geração elétrica que garanta maior retorno financeiro.

Oliveira (2007) realizou uma avaliação do potencial do setor sucroalcooleiro no Mercado de Carbono Internacional, sob a perspectiva da geração de energia elétrica excedente, utilizando bagaço-de-cana como combustível em sistemas de cogeração. Através de um completo levantamento bibliográfico, assistido com simulações computacionais, foi defi-

nido o potencial de comercialização de Créditos de Carbono, por parte das usinas com excedentes de energia elétrica. O estudo inclui entrevistas a profissionais ligados à indústria, permitindo conhecer a percepção de risco nos investimentos no setor sucroalcooleiro.

Andrade (1999) realizou uma avaliação econômica do resfriamento de dornas de fermentação por ciclo de absorção. Este trabalho foi desenvolvido considerando uma modelagem apenas do módulo de fermentação além do ciclo de absorção. A avaliação econômica desenvolvida é restrita a um cenário de mercado particular, devido a que considera o projeto de investimento associado a uma forma de financiamento. Contudo, o resultado desta análise serve de comparação para a avaliação desenvolvida no presente trabalho.

### **3.4 Conclusões**

No presente capítulo apresentou-se uma revisão da literatura disponível no âmbito de simulação de processos e metodologias para análises econômicas, no setor sucroalcooleiro. O trabalho desenvolvido na presente dissertação de mestrado aplica as novas metodologias de simulação no contexto do ciclo de produção de açúcar e álcool. Desta forma através da utilização de uma ferramenta validada na indústria química, como é o caso do ASPEN Plus, constrói-se um modelo de simulação acurado o qual permite considerar nas avaliações econômicas das novas tecnologias, os efeitos que estas mudanças produzem nos outros processos de uma usina e conseqüentemente no desempenho global da planta.

## 4 Modelagem Matemática de Processos Sucroalcooleiros

Para simular um processo industrial, são necessários modelos matemáticos que reproduzam, o mais próximo possível, o comportamento do processo sobre diferentes condições de operação. Na literatura existem diversos modelos matemáticos que permitem simular as operações unitárias que caracterizam o processo de produção de açúcar e álcool. Nestes modelos a termodinâmica, a cinética do processo e os fenômenos de transporte de massa, energia e quantidade de movimento constituem a base teórica para a obtenção das equações principais.

Durante o desenvolvimento da presente dissertação foram avaliadas diferentes metodologias para simular a operação dos sistemas térmicos presentes no processo produtivo. Desta forma, nas seções a seguir apresentam-se os modelos que mostraram maior aderência aos fenômenos observados em uma usina real. Estes modelos são divididos nas equações termodinâmicas que permitem modelar as misturas que constituem os fluxos de massa na usina e as equações que descrevem as operações unitárias presentes no processo de produção, tais como: moagem, evaporação, cristalização, fermentação e destilação.

### 4.1 Modelagem Termodinâmica

As misturas que constituem os fluxos de massa em uma usina sucroalcooleira, são consideradas não ideais. Alguns exemplos disso são as misturas água-sacarose e etanol-água, as quais compõem o xarope e o vinho respectivamente. Estas misturas apresentam altos desvios do comportamento ideal, sobretudo quando a concentração de açúcar na mistura aumenta.

Para considerar uma modelagem adequada das operações unitárias que compõem o processo de fabricação de açúcar e álcool, considera-se as equações apresentadas nas seções seguintes, as quais permitem avaliar corretamente o comportamento de misturas nas fases

de vapor e líquida e calcular os estados de equilíbrio termodinâmico.

### 4.1.1 Fase de Vapor

Normalmente o comportamento de misturas de vapores é modelado por equações de estado. Existem principalmente três tipos de equações de estado: a equação de gás ideal, as equações de estado de terceiro grau ou cúbicas e as equações derivadas da equação do Virial.

Uma das equações de estado de terceiro grau, amplamente utilizada pela sua simplicidade e precisão a pressões moderadas, é a equação de estado de Redlich-Kwong (SMITH *et al.*, 1996). Esta equação permite modelar com precisão comportamento de misturas levemente não ideais (baixa interação molecular entre os componentes da mistura, Aspen-Properties (2006)), como é o caso do vapor vegetal gerado no processo de concentração de açúcares. Desta forma, define-se a equação de estado de Redlich-Kwong conforme a equação que segue:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{T^{1/2} v (v + b)} \quad (4.1)$$

onde  $R$  é a constante universal dos gases (kJ/(kmol K)),  $T$  é a temperatura absoluta (K),  $P$  é a pressão (kPa),  $v$  é o volume molar (m<sup>3</sup>/kg) e as constantes  $a$  e  $b$  são dadas pelas seguintes equações:

$$\sqrt{a} = \sum_i \tilde{y}_i \sqrt{a_i} \quad (4.2)$$

$$b = \sum_i \tilde{y}_i b_i \quad (4.3)$$

$$a_i = \frac{0,42748 R^2 T_{Ci}^{2,5}}{P_{Ci}} \quad (4.4)$$

$$b_i = \frac{0,08664 R T_{Ci}}{P_{Ci}} \quad (4.5)$$

nas quais  $\tilde{y}_i$  denota a fração molar do componente  $i$  da mistura. Já  $T_{Ci}$  e  $P_{Ci}$  denotam a temperatura crítica e pressão crítica do componente  $i$ , respectivamente.

O caso da mistura etanol-água considera-se altamente não ideal produto da interação molecular que apresenta, além disso, no caso particular do vinho de levedurado, apresentam-se também ácidos orgânicos, os quais aumentam a não idealidade da mistura.

Portanto para modelar a fase gasosa de uma mistura de vapores com as características anteriores Aspen-Properties (2006) sugere considerar uma equação derivada da equação do Virial, a qual para uma mistura de gases tem a seguinte forma:

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} \quad (4.6)$$

onde  $Z$  é o fator de compressibilidade e  $B$  é o coeficiente virial da mistura, o qual é função da temperatura e da composição da mistura. A dependência da composição é dada em função das frações molares conforme a equação que segue:

$$B = \sum_i \sum_j \tilde{y}_i \tilde{y}_j B_{ij} \quad (4.7)$$

onde  $\tilde{y}$  representa a fração molar em uma mistura de gases e os índices  $i$  e  $j$  identificam as substâncias presentes na mistura. Os coeficientes  $B_{ij}$  caracterizam a interação molecular entre as moléculas  $i$  e  $j$ . Atualmente, os programas de simulação de processos (ASPENPlus, Hysys, ChemCad, etc.) contêm correlações e bases de dados, através das quais calculam-se os coeficientes de interação molecular.

### 4.1.2 Fase Líquida

O comportamento de uma mistura líquida é modelado avaliando o desvio em relação ao comportamento de solução ideal. Desta forma, para quantificar o desvio do comportamento ideal, define-se a energia de Gibbs parcial em excesso ( $\overline{G^E}$ ) de um componente  $i$  da mistura, da seguinte forma:

$$\overline{G_i^E} = RT \ln(\gamma_i) \quad (4.8)$$

onde  $\gamma_i$  é o coeficiente de atividade do componente  $i$  da mistura.

Como o coeficiente de atividade é uma propriedade parcial, a energia de Gibbs em excesso da mistura pode ser calculada conforme segue:

$$\frac{\overline{G^E}}{RT} = \sum_i \tilde{x}_i \ln(\gamma_i) \quad (4.9)$$

onde  $\tilde{x}_i$  é a fração molar do componente  $i$ .



Existem várias equações que permitem calcular o coeficiente de atividade em função da composição da mistura. Os principais modelos são: NRTL<sup>1</sup>, Wilson e UNIQUAC<sup>2</sup>.

O modelo NRTL é utilizado para modelar misturas altamente não ideais com presença de azeótropos, como o caso da mistura etanol-água. Neste modelo, o coeficiente de atividade é determinado pelas seguintes equações:

$$\ln(\gamma_i) = \frac{\sum_j \tau_{ji} x_j G_{ji}}{\sum_k x_k G_{ki}} + \sum_j \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k x_k G_{kj}} \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_m \tau_{mj} x_m G_{mj}}{\sum_k x_k G_{kj}} \right) \quad (4.10)$$

$$G_{ij} = \exp(-\tau_{ij} \alpha_{ij}) \quad (4.11)$$

$$\tau_{ij} = a_{ij} + b_{ij}/T + e_{ij} \ln T + f_{ij} T \quad (4.12)$$

$$\alpha_{ij} = c_{ij} + d_{ij} T \quad (4.13)$$

$$\tau_{ii} = 0 \quad (4.14)$$

$$G_{ii} = 0 \quad (4.15)$$

onde  $T$  é a temperatura expressa em K e os parâmetros  $a_{ij}$ ,  $b_{ij}$ ,  $c_{ij}$ ,  $d_{ij}$ ,  $e_{ij}$  e  $f_{ij}$  são os parâmetros binários de interação, os quais podem não ser simétricos ou seja  $a_{ij}$  pode não ser igual a  $a_{ji}$ . Estes parâmetros são calculados através de regressões de dados experimentais de sistemas de equilíbrio líquido-vapor e/ou de equilíbrio líquido-líquido (Renon e Prausnitz (1968), apud Aspen-Properties (2006)).

Atualmente os parâmetros binários de interação molecular, da mesma forma como os coeficientes de interação da equação do Virial, encontram-se disponíveis nas bases de dados dos principais programas de simulação de processos, como é o caso da plataforma utilizada no presente ASPENPlus

---

<sup>1</sup>Non Random Two Liquid

<sup>2</sup>Universal Quasi Chemical

## 4.2 Modelagem das Operações Unitárias

Existem na literatura diferentes metodologias para modelar as operações unitárias características do processo de produção de açúcar e álcool. Durante o desenvolvimento do presente trabalho foram avaliadas estas metodologias, para posteriormente utilizar somente aquelas equações que melhor representam os sistemas em estudo. Desta forma, a seguir apresentam-se as modelagens utilizadas para as operações de Moagem, Evaporação, Cristalização, Fermentação e Destilação.

### 4.2.1 Moagem

Na operação de moagem acontece, principalmente, a separação do caldo e da fibra da cana. A modelagem apresentada a seguir aborda, de forma separada, dois aspectos fundamentais da moagem: a extração de açúcares da cana-de-açúcar e a energia consumida pelo tandem de moenda.

#### 4.2.1.1 Extração de Açúcares

A modelagem da extração de açúcares em um terno de moenda, depende da condição sob a qual o terno age, se opera sob pressão seca ou se recebe embebição (HUGOT, 1986). A seguir, são apresentadas as equações que permitem calcular a extração nas condições anteriores, e apresenta-se também o cálculo da extração de açúcares em um tandem de moenda com embebição composta, a configuração mais utilizada nas usinas brasileiras.

**Pressão Seca:** A operação de um terno de moenda sem embebição (Figura 4.1) denomina-se pressão seca. Para simplificar os cálculos a seguir, admite-se que o caldo que sai do terno não contém sólidos insolúveis, portanto a quantidade de fibra no bagaço se mantém constante ao longo do tandem. Considerando a moagem de uma unidade mássica de cana, o balanço de fibra no tandem é expresso pela seguinte equação:

$$1 \cdot x_f = \dot{m}_1^B x_{f_1}^B = \dot{m}_2^B x_{f_2}^B = \dots = \dot{m}_n^B x_{f_n}^B$$

$$\dot{m}_1^B = \frac{x_f}{x_{f_1}^B} ; \dot{m}_2^B = \frac{x_f}{x_{f_2}^B} \dots \dot{m}_n^B = \frac{x_f}{x_{f_n}^B} \quad (4.16)$$

onde  $x_f$  é a fração mássica de fibra na cana,  $\dot{m}_i^B$  é a vazão de bagaço produzido no terno

$i$  e  $x_f^B$  é a fração mássica de fibra no bagaço produzido no terno  $i$ .

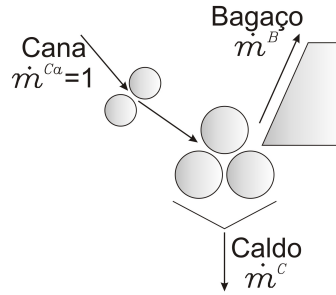


Figura 4.1: Terno de pressão seca

Desta forma, a vazão de caldo extraído ( $\dot{m}^C$ ) por unidade de massa de cana, em cada terno de pressão seca, é expressa por:

$$\dot{m}_i^C = x_f \left( \frac{1}{x_{f,i-1}^B} - \frac{1}{x_{f,i}^B} \right) \quad (4.17)$$

Na prática, o bagaço retém caldo por capilaridade e portanto a fração de fibra rapidamente alcança um valor limite  $x'_f$  próximo a 0,5 (HUGOT, 1986). Conseqüentemente, a quantidade de caldo extraído pelos ternos sucessivos tende a zero. Assim, se  $x'_f$  for a fração de fibra no bagaço do último terno de pressão seca, a extração de caldo ( $e'$ ) por um tandem de moenda de pressão seca é calculada conforme a equação que segue:

$$e' = \frac{1 - x_f/x'_f}{1 - x_f} = \frac{x'_f - x_f}{x'_f (1 - x_f)} \quad (4.18)$$

Todavia, tem-se observado que a pureza<sup>3</sup> do caldo extraído é superior à do caldo residual. Por conseguinte, a razão de extração de sacarose é superior a razão de extração do caldo. Deste modo, para avaliar a extração de açúcares realizada pelo tandem, corrige-se a Equação 4.18 pelo coeficiente empírico  $\alpha$ , do que resulta:

$$e = \frac{\alpha (x'_f - x_f)}{x'_f (1 - x_f)} \quad (4.19)$$

onde  $1,05 \leq \alpha \leq 1,1$  (HUGOT, 1986).

**Pressão Úmida:** Na modelagem de um terno que sofre embebição supõe-se que a alimentação do terno seja bagaço produzido por um ou mais ternos de pressão seca. Assim,

<sup>3</sup>Porcentagem de sacarose nos sólidos contidos em uma solução

como primeira aproximação, admite-se que a fibra do bagaço fornecido é suficientemente próxima ao limite  $x'_f$ .

No primeiro terno de pressão úmida adiciona-se água ao bagaço proveniente dos ternos de pressão seca na razão  $w$ , onde  $w$  é quantidade de água (massa) adicionada por unidade mássica de cana que ingressa no sistema. A quantidade de água adicionada é a segunda aproximação realizada na modelagem é assumir que o conteúdo de fibra no bagaço, extraído dos ternos de pressão úmida, permanece constante em um valor próximo ao limite  $x'_f$ . Fazendo um balanço de massa em cada terno, é possível determinar que a quantidade de caldo extraída é igual à vazão de água de embebição, fornecida na entrada do terno. Assim, o balanço de massa nos ternos de pressão úmida fica conforme a Figura 4.2.

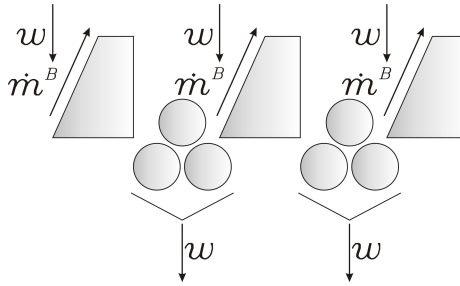


Figura 4.2: Ternos de pressão úmida

Realizando um balanço de massa no terno, obtém-se a seguinte expressão para a proporção de açúcar extraído pelo terno ( $r$ ):

$$r = \frac{wx'_f}{x_f(1-x'_f) + wx'_f} \quad (4.20)$$

A fim de simplificar a expressão anterior, define-se o seguinte parâmetro:

$$\lambda = \frac{w}{x_f} \quad (4.21)$$

Substituindo  $\lambda$  na Equação 4.20 e assumindo que  $x'_f$  é suficientemente próximo a 0,5, obtém-se uma expressão simplificada da extração de açúcares em um terno de pressão úmida:

$$r \approx \frac{\lambda}{\lambda + 1} \quad (4.22)$$

**Tandem com Embebição Composta:** No caso de um tandem com embebição composta, tem-se um arranjo de ternos de pressão seca seguidos por outros de pressão úmida. A Figura 4.3 ilustra a configuração habitual em um tandem de moenda, onde  $e_1$ ,  $e_2$ ,  $e_3$  e  $e_4$  são as quantidades de açúcares extraídos no primeiro, segundo, terceiro e quarto terno de pressão úmida, por quantidade de açúcar restante após a pressão seca. Considerando as aproximações das seções anteriores, cada um dos ternos de pressão úmida fornece uma quantidade  $x'_f$  de bagaço, portanto cada terno recupera uma quantidade  $w$  de caldo com uma razão de extração de açúcares  $r$ , como representado na Equação 4.20.

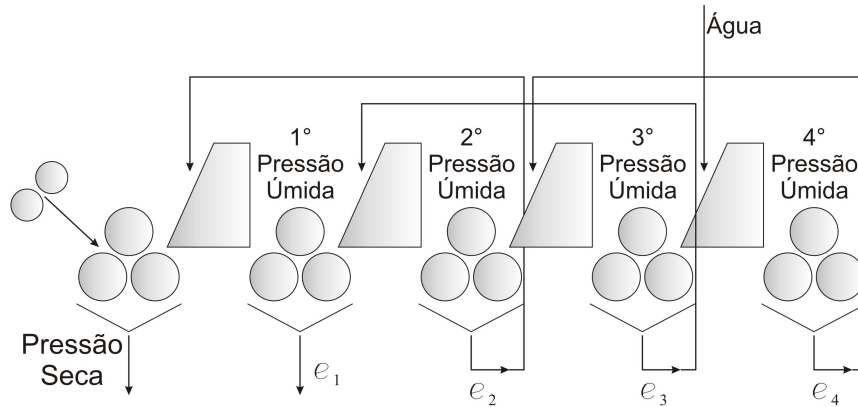


Figura 4.3: Tandem com embebição composta

Na configuração apresentada na Figura 4.3, o caldo extraído no segundo, terceiro e quarto ternos é utilizado como embebição no terno anterior, já a embebição do quarto terno é água pura, sem açúcar. Deste modo, a extração global do tandem será a soma da extração do terno de pressão seca com a extração do primeiro terno de pressão úmida, sendo a extração deste último, uma função das extrações dos ternos posteriores. Utilizando os resultados obtidos para ternos de pressão seca e úmida, além do desenvolvimento de Hugot (1986), exposto no Apêndice A, obtém-se a seguinte expressão para extração global do tandem de embebição composta:

$$\frac{\alpha(x'_f - x_f)}{x'_f(1 - x_f)} + \left[ 1 - \frac{\alpha(x'_f - x_f)}{x'_f(1 - x_f)} \right] \lambda' \frac{\lambda'^n - 1}{\lambda'^{n+1} - 1} \quad (4.23)$$

onde  $n$  é o número de ternos e  $\lambda'$  é dado considerando o parâmetro da Equação 4.21, corrigido pelo coeficiente de eficiência de extração,  $\beta$ , conforme segue:

$$\lambda' = \frac{\beta r}{1 - \beta r} \quad (4.24)$$

onde  $0,5 < \beta < 0,7$  (HUGOT, 1986).

### 4.2.1.2 Potência Consumida na Moagem

Determinar a potência consumida na moagem é uma tarefa complexa, devido ao número de fatores envolvidos. Esta potência se deve, principalmente, a três razões a saber: a compressão do bagaço, o atrito entre os componentes móveis e a potência absorvida pela caixa de engrenagens.

Porém, estes efeitos dependem de fatores difíceis de quantificar ou estimar, tais como: a variedade da cana-de-açúcar, o estado das superfícies em contato, a qualidade da lubrificação, o ajuste na alimentação, etc. Devido à impossibilidade de se levar em conta todos os fatores anteriores, os estudos na área resultam em diferenças de até 50% entre eles.

Hugot (1986) propôs uma correlação simplificada para a potência normal ( $W$ ) e a potência máxima ( $W_{max}$ ), consumidas por um terno de moenda. Esta fórmula é expressa pela Equação 4.25, onde  $F$  é a carga hidráulica que atua no terno expressa em toneladas,  $N$  é a rotação (rpm) e  $d$  é o diâmetro dos rolos (m).

$$\begin{aligned} W &= c F N d \\ W_{max} &= C F N d \end{aligned} \quad (4.25)$$

Os coeficientes  $c$  e  $C$ , das equações anteriores, variam segundo a posição do terno no tandem, conforme os valores na Tabela 4.1.

Tabela 4.1: Coeficientes da Equação 4.25 segundo a posição do terno

	$c$	$C$
1° terno	0,176	0,201
2° terno	0,157	0,175
3° terno	0,148	0,160
Últimos ternos	0,145	0,154

Fonte: Hugot (1986)

Por sua vez, a distribuição da potência nos rolos do terno não é homogênea, sendo o superior o mais solicitado. Os fabricantes de moendas estimam que a distribuição da potência consumida pelo terno é a seguinte: 56% para o rolo superior, 22% para o rolo de entrada e 22% rolo de saída (MARAFANTE, 1993).

Outra aproximação para calcular a potência consumida na moagem é a correlação de Parr (HUGOT, 1986), na qual a potência por unidade mássica de cana, consumida pelo tandem é expressa em função da vazão de cana moída, conforme a expressão que segue:

$$W = 0,224 x_f n^{0,45} \dot{m}^{Ca} \quad (4.26)$$

onde  $W$  é a potência consumida pelo tandem em kW ,  $x_f$  é a fração mássica de fibra na cana,  $n$  é o número de rolos do tandem e  $\dot{m}^{Ca}$  é a vazão de cana processada.

Estas correlações têm sido amplamente utilizadas no cálculo de projeto de plantas sucroalcooleiras, para uma estimativa inicial do consumo energético da moagem. Atualmente, os acionadores a vapor dos ternos de moenda estão sendo substituídos por acionadores elétricos, aumentando a eficiência energética do processo.

## 4.2.2 Evaporação de Múltiplos Efeitos

O balanço energético do evaporador de múltiplos efeitos (EME) tem alta influência no balanço energético global da usina, devido ao fato de que neste módulo existe um alto consumo de vapor de escape e gera-se o vapor vegetal que alimenta outros processos produtivos.

Na modelagem deste módulo assumem-se conhecidas as pressões de operação de cada efeito (ou etapa) e posteriormente calculam-se balanços de massa e energia para cada efeito, definindo o evaporador como um volume de controle. Esses balanços foram desenvolvidos conforme a Figura 4.4, considerando que as propriedades termodinâmicas, tais como entalpia e densidade da mistura água sacarose, são calculadas conforme as equações apresentadas na seção 4.1 ou por correlações empíricas como as apresentadas em Chen (1985) e Baloh e Wittwer (1995). Para os fluxos no evaporador consideram-se os seguintes estados:

1. O caldo ingressa no evaporador com a entalpia de saída do efeito anterior e sai dele com a temperatura média do efeito;
2. o vapor vegetal produzido no efeito considera-se puro (somente água) e sai do evaporador em estado superaquecido, à temperatura média e pressão do efeito;
3. todo o vapor que entra na calandra condensa e sai em forma de líquido saturado.

O balanço de massa do volume de controle da Figura 4.4 é expresso por:

$$\dot{m}_i^V + \dot{m}_i^S = \dot{m}_{i-1}^C - \dot{m}_i^C \quad (4.27)$$

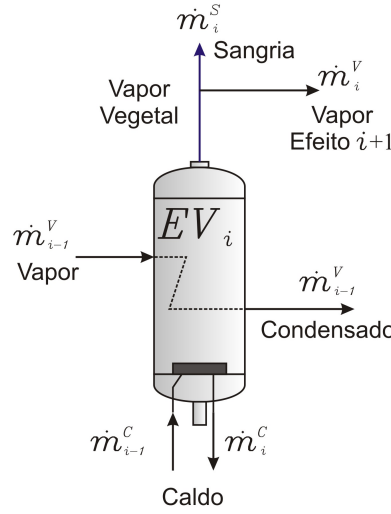


Figura 4.4: Volume de controle, evaporador de múltiplo efeito

onde o índice  $i$  denota o efeito analisado,  $\dot{m}_i^V$  é vazão de vapor condensante,  $\dot{m}_i^S$  é a vazão da sangria de vapor vegetal no efeito,  $\dot{m}_{i-1}^C$  é a vazão de caldo que ingressa ao evaporador e  $\dot{m}_i^C$  é a vazão de caldo na saída do efeito.

O balanço de energia, segundo o mesmo volume de controle, é dado pela seguinte equação:

$$\dot{m}_{i-1}^V h_{i-1}^V + \dot{m}_{i-1}^C h_{i-1}^C = (\dot{m}_i^V + \dot{m}_i^S) h_i^V + \dot{m}_i^C h_i^C + \dot{m}_{i-1}^V h_{i-1}^L \quad (4.28)$$

onde  $h_{i-1}^V$  é a entalpia específica do vapor condensante,  $h_i^V$  é a entalpia específica do vapor formado no efeito,  $h_{i-1}^C$  é a entalpia específica do caldo que ingressa no evaporador,  $h_i^C$  é a entalpia específica do caldo que sai do efeito e  $h_{i-1}^L$  é a entalpia específica do líquido condensado na calandra.

A temperatura média do caldo no evaporador é maior que a temperatura de saturação da água pura na pressão de operação do efeito, produto da concentração de sólidos na solução e do aumento da pressão pela coluna de líquido no evaporador. O aumento da temperatura no evaporador produto dos efeitos anteriores pode ser calculada através dos modelos termodinâmicos da seção 4.1 ou através das equações apresentadas por Camargo *et al.* (1990) descritas a seguir:

$$\Delta T_{X_i} = X_i (0,3 + X_i) \frac{0,22 + 0,0078T_i^{sat}}{0,355 (1,036 - X_i)} \quad (4.29)$$

onde  $\Delta T_{X_i}$  é a elevação do ponto de ebulição devido à concentração de sólidos,  $X_i$  é a



concentração média de sólidos no caldo e  $T_i^{sat}$  é a temperatura de saturação da água pura à pressão do efeito.

Camargo *et al.* (1990) também fornece uma metodologia para avaliar o efeito da coluna de líquido na temperatura do efeito. Assim, a elevação média da pressão no evaporador, é calculada conforme a equação que segue:

$$\Delta P_i = \frac{1}{6} H_i \rho_i g \quad (4.30)$$

na qual  $\Delta P_i$  é a elevação média da pressão expressa em pascal,  $\rho_i$  é a densidade do caldo ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ),  $H_i$  é a altura dos tubos do evaporador (m) e  $g$  é a aceleração de gravidade.

A partir da Equação 4.30 calcula-se a elevação do ponto de ebulição devido à coluna de líquido,  $\Delta T_{H_i}$ , conforme segue:

$$\Delta T_{H_i} = \frac{A\alpha}{\beta^2} [1 + \alpha (-1/2 + 1/\beta)] \quad (4.31)$$

sendo

$$\begin{aligned} \alpha &= \Delta P_i / P_i^{sat} & A &= 3816,44 \\ \beta &= [B - \ln(C P_i^{sat})] & B &= 18,3036 \\ & & C &= 7501,3 \end{aligned}$$

Por conseguinte, introduzindo as Equações 4.31 e 4.29, a temperatura média no evaporador resulta:

$$T_i = T_i^{sat} + \Delta T_{X_i} + \Delta T_{H_i} \quad (4.32)$$

Uma análise da ordem de grandeza dos termos da equação anterior mostra que o aumento na temperatura produto da coluna de líquido é desprezível frente ao efeito produzido pela concentração de sólidos.

Comumente na indústria açucareira o coeficiente global de transferência de calor dos evaporadores é calculado segundo a equação de Dessin (BALOH; WITTEWER, 1995), conforme a equação que segue:

$$U_i = 6,13 \times 10^{-4} (100 - X_i) (T_{i-1} - 54) \quad (4.33)$$

onde  $U_i$  é o coeficiente global de transferência de calor do evaporador (kW/(m<sup>2</sup> K)),  $X_i$  é a concentração de sólidos no efeito (°Brix) e  $T_{i-1}$  é a temperatura do vapor entrando na calandra (°C).

Portanto, o calor trocado no evaporador ( $Q_i$ ) é calculado da seguinte forma:

$$Q_i = A U_i (T_{i-1} - T_i) \quad (4.34)$$

onde  $A$  é a área de troca térmica no evaporador.

As equações anteriores fornecem os balanços de massa e energia de cada efeito. A integração de todos os efeitos resulta em um sistema, o qual permite calcular o balanço de massa e energia global do EME. Desta forma é possível determinar as condições de operação de cada evaporador em particular.

### 4.2.3 Cristalização

Na operação de cristalização, uma solução supersaturada por uma substância precipita cristais sólidos até atingir o equilíbrio sólido-líquido. No processo de produção de açúcar, a solução que sai do EME, o xarope, contém uma alta concentração de sacarose (aproximadamente 64 °Brix), encontrando-se próximo ao estado de saturação. Posteriormente, o xarope continua evaporando água, em cozedores a vácuo, até atingir o estado de supersaturação (metaestável), começando a precipitar cristais de sacarose conforme observa-se na Figura 4.5.

A concentração de equilíbrio sólido-líquido depende fortemente da temperatura do sistema, conforme a seguinte equação apresentada em Perry (1997):

$$\ln(\tilde{X}_{eq}) = A + \frac{B}{T} + C \ln(T) + D T \quad (4.35)$$

onde  $\tilde{X}_{eq}$  é a concentração de sólidos no equilíbrio em base molar,  $T$  é a temperatura (K) e  $A$ ,  $B$ ,  $C$  e  $D$  são constantes, as quais, no caso de cristalização de sacarose, têm os seguintes valores (WEAST, 1984):

$$\begin{aligned} A &= 233,5378 & C &= -42,62564 \\ B &= -5602,269 & D &= 0,0865879 \end{aligned}$$

A equação 4.35 é válida para soluções de alta pureza, quando não existem outros componentes na solução além do soluto a precipitar. Em processos industriais as soluções

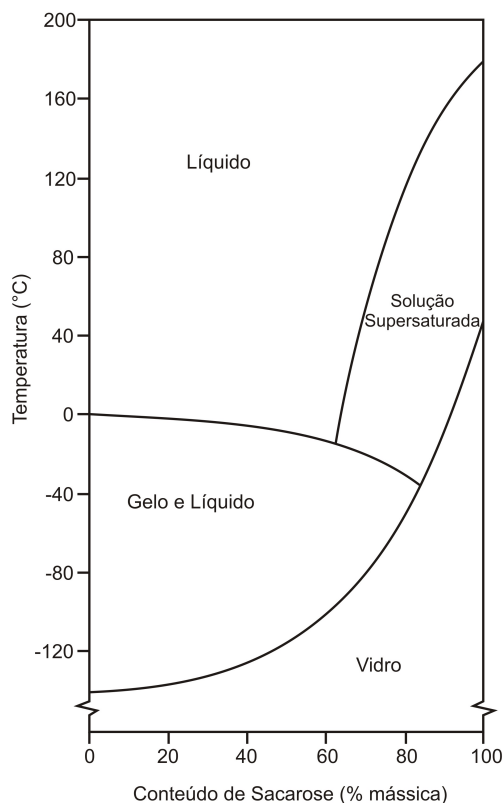


Figura 4.5: Diagrama de fases mistura água-sacarose (*Fonte: DoITPoMS*)

contêm impurezas que alteram o processo de cristalização. Este fenômeno é modelado através de tabelas empíricas, nas quais a concentração de equilíbrio da solução é expressa em função da pureza e da temperatura. A Figura 4.6 apresenta as curvas de saturação ou de concentração de equilíbrio em base mássica para o caso particular da cristalização da sacarose (HUGOT, 1986). Observa-se que, pelo efeito da pureza, a solução muda consideravelmente sua concentração de equilíbrio, portanto quanto menor a pureza das massas cozidas, maior será a quantidade de água que deve ser evaporada para iniciar a cristalização e, por conseguinte, maior o consumo energético no processo.

A cristalização é um processo lento, onde a formação de cristais não é espontânea, logo em uma modelagem detalhada deve ser considerada a cinética do processo (PERRY, 1997). O presente estudo procura avaliar a produção de açúcar e o consumo energético global do módulo, em regime permanente. Desta forma são realizados os balanços de massa e energia correspondentes, sem considerar as variáveis cinéticas.

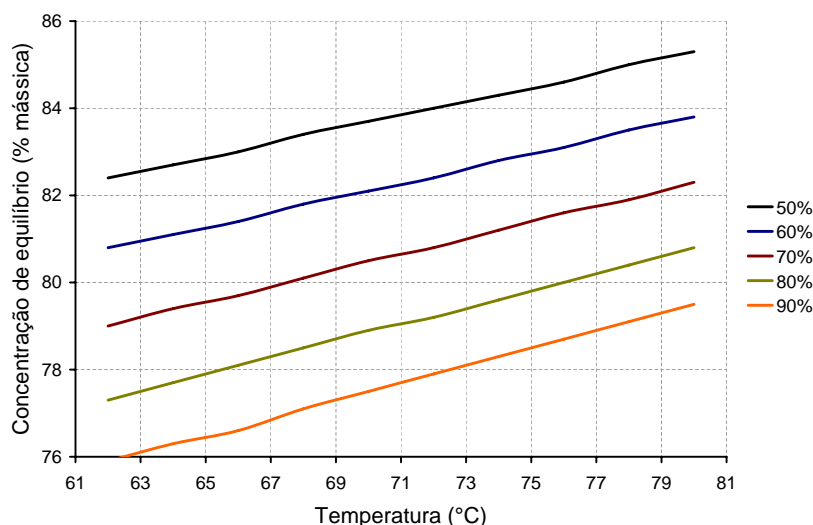


Figura 4.6: Concentração de equilíbrio, caldo de cana saturado

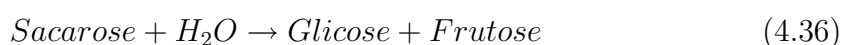
#### 4.2.4 Fermentação

Como foi descrito no Capítulo 2, o processo industrial de fermentação é realizado em regime batelada-alimentada. Considerando a operação das plantas industriais, nas quais várias dornas de fermentação são conduzidas independentemente, o processo pode ser aproximado modelando-o em regime permanente, onde as entradas e a saída do módulo de fermentação permanecem constantes.

Na fermentação alcoólica são produzidos, basicamente, três produtos: etanol, dióxido de carbono e biomassa. Outros subprodutos que normalmente são formados são glicerol, ácidos orgânicos e componentes voláteis. Na modelagem abordada no presente estudo, baseada no desenvolvimento de Pascal *et al.* (1995), foram considerados oito componentes atuando no processo: sacarose, glicose, frutose, etanol ( $EtOH$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ), ácido succínico ( $AS$ ), glicerol ( $Gly$ ) e água ( $H_2O$ ).

Segue-se a aproximação do processo através das seguintes reações independentes:

- Hidrólise da sacarose:



- Produção de etanol:





onde  $\Delta\tilde{H}$  é o calor liberado na reação (kJ).

As moléculas de Frutose e Glicose têm a mesma fórmula química, mas diferem na sua estrutura. Na modelagem abordada neste estudo, considera-se estas moléculas iguais. Portanto, as reações 4.37 e 4.38 também são iguais.

Combinando as leis cinéticas da fermentação com as relações estequiométricas anteriores, é possível obter a taxa de conversão para os componentes limitantes do processo, neste caso sacarose e glicose. As taxas específicas de conversão das Reações 4.36 a 4.38 são determinadas segundo o modelo de Monod (LOBRY *et al.*, 1992), onde  $Q_{max}$  é a taxa máxima de conversão,  $\tilde{C}_j$  é a concentração do componente limitante e  $\tilde{K}_S$  é a constante de saturação pelo componente limitante.

Desta forma definem-se as taxas específicas de consumo dos componentes limitantes ( $Q_j$ ) das Reações 4.36 e 4.37, como segue:

- Reação 4.36:

$$Q_{sacarose} = Q_{max\ sacarose} \cdot \frac{\tilde{C}_{sacarose}}{\tilde{C}_{sacarose} + \tilde{K}_{sacarose}} \quad (4.39)$$

- Reação 4.37:

$$Q_{glicose} = Q_{max\ glicose} \cdot \frac{\tilde{C}_{glicose}}{\tilde{C}_{glicose} + \tilde{K}_{glicose}} \quad (4.40)$$

onde os parâmetros  $Q_{max\ j}$  e  $\tilde{K}_j$ , para uma temperatura de fermentação de 30°C, são dados segundo a Tabela 4.2.

Tabela 4.2: Parâmetros cinéticos do modelo de fermentação

Componente principal	$Q_{max\ j}$ [mol/mol h]	$\tilde{K}_{S\ j}$ [mol/l]
Sacarose	$85 \cdot 10^{-3}$	$33 \cdot 10^{-3}$
Glicose	$75 \cdot 10^{-3}$	$9 \cdot 10^{-3}$

Fonte: Barnett (1976) e Fiechter *et al.* (1981), apud Pascal *et al.* (1995)

O modelo de fermentação alcoólica anterior permite analisar o processo fermentativo em regime permanente considerando, de forma aproximada, os efeitos cinéticos da reação biológica.

### 4.2.5 Destilação

A destilação é um processo de separação vapor-líquido mais utilizada na indústria química. O princípio físico desta operação é a diferença entre as pressões de saturação dos componentes da mistura a separar. Os equipamentos utilizados nesta operação são as denominadas colunas de destilação.

Uma coluna de destilação é uma torre vertical com pratos internos, os quais constituem os estágios de equilíbrio. O vapor e o líquido que saem de um estágio entram no estágio adjacente, conforme ilustra a Figura 4.7.

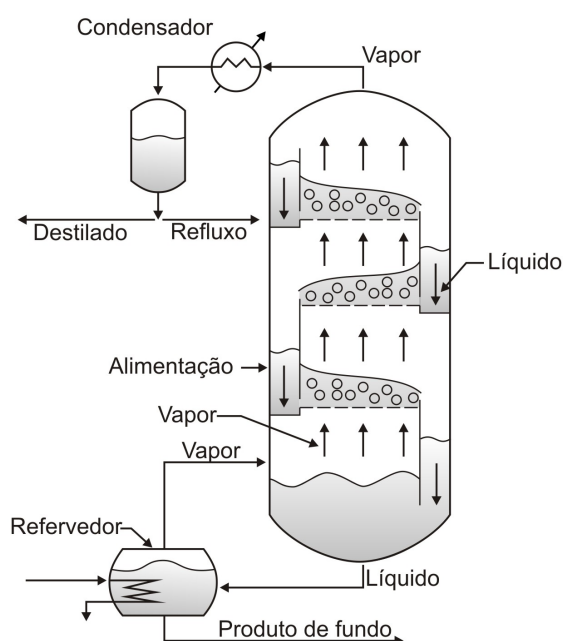


Figura 4.7: Coluna de destilação

Na modelagem de uma coluna de destilação há necessidade de se avaliar as condições de equilíbrio de fases em cada estágio da coluna, e posteriormente avaliar os balanços globais de massa e energia do equipamento.

Para calcular a composição das fases de um estágio específico, considera-se que as fases estejam em equilíbrio (SMITH *et al.*, 1996), portanto, aplicando a condição de equilíbrio químico para cada componente  $j$  na mistura:

$$\mu_j^V = \mu_j^L \quad (4.41)$$

onde  $\mu$  é o potencial químico do componente e os sobrescritos  $V$  e  $L$  denotam as fases de vapor e líquida, respectivamente. Mas, as fases em equilíbrio encontram-se na mesma

temperatura, portanto o critério de equilíbrio químico pode ser expresso em função das fugacidades, do que resulta:

$$f_j^V = f_j^L \quad (4.42)$$

O coeficiente de fugacidade,  $\phi_j$ , é definido da seguinte forma:

$$\phi_j = \frac{f_j^V}{\tilde{y}_j P} \quad (4.43)$$

onde  $P$  é a pressão e  $\tilde{y}_j$  é a fração molar do componente  $j$ .

Quanto ao coeficiente de atividade, é expresso por:

$$\gamma_j = \frac{f_j^L}{\tilde{x}_j f_j^o} \quad (4.44)$$

onde  $\tilde{x}_j$  é a fração molar do componente  $j$  e  $f_j^o$  é a fugacidade do componente  $j$  puro, à temperatura e pressão do sistema.

$$f_j^o = P_j^{\text{sat}} \phi_j^{\text{sat}} \exp \left[ \frac{v_j^L (P - P_j^{\text{sat}})}{RT} \right] \quad (4.45)$$

onde  $P_j^{\text{sat}}$  é a pressão de saturação do componente  $j$  e  $v_j^L$  é o volume molar do mesmo componente em estado líquido.

Combinando as equações anteriores, obtém-se a seguinte expressão:

$$y_j P = \gamma_j \tilde{x}_j P_j^{\text{sat}} \frac{\phi_j^{\text{sat}}}{\phi_j} \exp \left[ \frac{v_j^L (P - P_j^{\text{sat}})}{RT} \right] \quad (4.46)$$

Em pressões moderadas o coeficiente  $\phi_j^{\text{sat}}$  se reduz à unidade. Já a temperaturas distantes da crítica, um líquido pode ser considerado incompressível. Desta forma, o efeito da pressão na fugacidade da fase líquida é desprezível nas condições de operação das colunas de destilação de etanol.

Inserindo as considerações anteriores na Equação 4.46 resulta:

$$\phi_j \tilde{y}_j P = \gamma_j \tilde{x}_j P_j^{\text{sat}} \quad (4.47)$$

Por conseguinte, a constante de equilíbrio é expressa por:

$$K_j = \frac{\tilde{y}_j}{\tilde{x}_j} = \frac{\gamma_j P_j^{\text{sat}}}{\phi_j P} \quad (4.48)$$

A Equação 4.48 fornece uma condição para o equilíbrio das fases em função da pressão do sistema, da pressão de saturação de cada componente, do coeficiente de atividade e do coeficiente de fugacidade. Os cálculos do coeficiente de fugacidade e do coeficiente de atividade são realizados através dos modelos termodinâmicos apresentados na seção 4.1.

Para avaliar os balanços globais de massa e de energia do equipamento é necessário realizar estes balanços em cada estágio da coluna. Portanto, para resolver as equações introduzidas pelos balanços de massa e energia, é indispensável contar com especificações da operação da coluna, tais como: número de estágios, vazão, composição e localização das correntes de alimentação, pressão de operação, razão de refluxo e vazão de destilado e de produto de fundo (BERBER; BROSILOW, 1993).

A Figura 4.8 ilustra os fluxos de massa em um estágio de equilíbrio  $n$ . Nela  $\dot{m}_{n,j}^A$  denota a vazão do componente  $j$  na alimentação do estágio,  $\dot{m}_n^S$  é a vazão de sangria no estágio e  $\dot{m}_{n,j}^V$  e  $\dot{m}_{n,j}^L$  são as vazões do componente  $j$  nas correntes de vapor e de líquido no estágio, respectivamente.

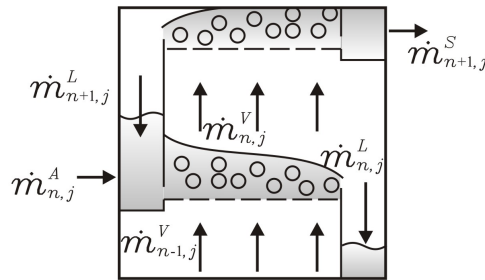


Figura 4.8: Fluxos de massa no estágio  $n$

Skovborg e Michelsen (1992) desenvolveram um algoritmo para calcular os balanços de massa e energia de uma coluna de destilação, dado pelas equações a seguir:

- Balanço de massa no estágio  $n$ :

$$\dot{m}_{n,j}^L \left( 1 + \frac{\dot{m}_n^{SL}}{L_n} \right) + \dot{m}_{n,j}^V \left( 1 + \frac{\dot{m}_n^{SV}}{V_n} \right) - \dot{m}_{n+1,j}^L - \dot{m}_{n-1,j}^V - \dot{m}_{n,j}^A = 0 \quad (4.49)$$



$$V_n = \sum_{j=1}^{N_C} \dot{m}_{n,j}^V \quad (4.50)$$

$$L_n = \sum_{j=1}^{N_C} \dot{m}_{n,j}^L \quad (4.51)$$

onde o subíndice  $n$  denota o estágio,  $j$  denota o componente,  $N_{ST}$  é o número de estágios da coluna,  $N_C$  é o número de componentes na mistura,  $\dot{m}_n^{Sv}$  é a vazão da sangria de vapor no estágio e  $\dot{m}_n^{SL}$  é a vazão da sangria de líquido no estágio.

- Balanço de energia no estágio  $n$ :

$$L_n h_n^L \left( 1 + \frac{\dot{m}_n^{SL}}{L_n} \right) + V_n h_n^L \left( 1 + \frac{\dot{m}_n^{Sv}}{V_n} \right) - L_{n+1} h_{n+1}^L - V_{n-1} h_{n-1}^V - \dot{m}_n^A h_n^A = 0 \quad (4.52)$$

onde  $h_n^V$ ,  $h_n^L$  e  $h_n^A$  são as entalpias específicas do vapor, do líquido e da alimentação, respectivamente.

- Relação de equilíbrio:

$$\dot{m}_{n,j}^V - \frac{\dot{m}_{n,j}^L}{L_n} V_n K_{n,j} = 0 \quad (4.53)$$

onde  $K_{n,j}$  é a constante de equilíbrio para o componente  $j$  no estágio  $n$ , dada pela Equação 4.48.

Das Equações 4.49 a 4.53 obtém-se um sistema de equações que envolve todos os estágios da coluna. A resolução deste sistema fornece o balanço de massa e de energia global da coluna de destilação.

## 4.3 Conclusões

Este capítulo apresentou os modelos termodinâmicos empregados para o cálculo de propriedades físicas, além da modelagem matemática das operações de moagem, evaporação, cristalização e destilação. Foram consideradas as principais variáveis de cada sistema e escolhidas as equações e modelos que melhor representassem os processos reais de uma usina sucroalcooleira.

Desta forma, os modelos apresentados neste capítulo constituem a base para o desenvolvimento de simulações de sistemas térmicos, sobre a plataforma ASPEN Plus, as quais serão apresentadas nos capítulos posteriores.

## 5 Simulação de Processos

Considerando a modelagem matemática apresentada no capítulo anterior, desenvolveu-se uma simulação de processos de uma usina sucroalcooleira, considerando integralmente o processo produtivo. A estrutura do modelo de simulação atende à configuração específica da Usina Cerradinho Unidade Potirendaba, localizada no município de Potirendaba, estado de São Paulo.

No presente capítulo, descreve-se a organização da simulação desenvolvida sobre a plataforma ASPEN Plus, sendo apresentadas as substâncias químicas consideradas na simulação, além do modelo termodinâmico utilizado para o cálculo das propriedades físicas destas substâncias, as quais constituem os fluxos de massa no interior da planta industrial. Também são expostos a estrutura do algoritmo de simulação, os resultados obtidos e a validação destes resultados, através da comparação com dados industriais obtidos sob quatro cenários de produção.

### 5.1 Introdução ao ASPEN Plus

O ASPEN Plus é o principal simulador de processos químicos disponível no mercado. Foi desenvolvido pelo MIT<sup>1</sup> para o departamento de energia dos Estados Unidos, no início da década de 80. Nestes anos tem sido amplamente utilizado, em diferentes setores da indústria química, com excelentes resultados.

O programa inclui uma biblioteca de blocos de operações unitárias padrões (bombas, turbinas, trocadores de calor, reatores, etc.), os quais representam os processos que acontecem em uma planta química real. A simulação de uma planta de processos é realizada através da configuração específica das operações unitárias, e dos fluxos de massa e de energia que fazem parte do sistema produtivo. ASPEN Plus possui também uma completa base de dados com modelos termodinâmicos, correlações e coeficientes de in-

---

<sup>1</sup>Massachusetts Institute of Technology

teração, necessários para calcular as propriedades físicas das substâncias mais utilizadas nos processos químicos industriais. Existem também, no interior do programa, algoritmos matemáticos que permitem resolver simultaneamente os balanços de massa e de energia, além das equações de equilíbrio, para cada operação unitária considerada na simulação.

Além dos blocos de operações unitárias, ASPEN Plus apresenta outras ferramentas para simular processos químicos, tais como: blocos de FORTRAN e especificações de projeto. Estas ferramentas permitem integrar duas ou mais operações unitárias, ajustando seus parâmetros de operação, para atingir especificações de projeto ou adaptando os parâmetros do modelo matemático conforme dados experimentais disponíveis.

Para garantir uma simulação robusta no ASPEN Plus, sua construção deve seguir necessariamente os seguintes passos:

1. Componentes: Definir todas as substâncias químicas que interagem no processo;
2. Modelo: Escolher o modelo termodinâmico utilizado para calcular as propriedades dos componentes e avaliar as condições de equilíbrio ao longo do processo;
3. Definição do fluxograma do processo: Incluir todas as correntes de entrada ao sistema, definir as operações unitárias a serem simuladas e os fluxos entre elas;
4. Condições de operação: Especificar as características físicas e condições de operação dos equipamentos.
5. Algoritmo: Especificar o algoritmo a ser utilizado pelo software para resolver os sistemas de equações.

## 5.2 Substâncias Químicas

O processo produtivo de açúcar e álcool envolve substâncias orgânicas que não estão presentes na base de dados padrão do ASPEN Plus. Desta forma, para utilizar ASPEN Plus como plataforma para desenvolver as simulações, foi necessário inserir a base de dados para ASPEN Plus desenvolvida pelo NREL<sup>2</sup>. Esta base de dados, elaborada por Wooley e Putsche (1996), contém os parâmetros e coeficientes que permitem calcular as propriedades físicas de substâncias próprias dos processos de produção de biocombustíveis.

---

<sup>2</sup>National Renewable Energy Laboratory - Department of Energy - USA

A base de dados do NREL inclui as propriedades das fibras contidas na cana, como a celulose e a lignina. Também compreende as propriedades da glicose e fornece os parâmetros para estimar as propriedades das impurezas comuns nos processos industriais e do material biológico que age comumente na produção de biocombustíveis. Estas aproximações permitem comparar diretamente os resultados das simulações com dados industriais.

Os componentes químicos considerados na simulação de uma usina sucroalcooleira são apresentados na Tabela 5.1, onde indicam-se a fórmula química e o módulo produtivo onde estes componentes agem, segundo à seguinte nomenclatura:

MO: Moagem;                      CO: Cozimento;                      CA: Caldeira.  
 TC: Tratamento do caldo;      FE: Fermentação;  
 EV: Evaporação;                  DE: Destilação;

Tabela 5.1: Substâncias químicas consideradas na simulação

Substância	Tipo	Fórmula	Módulo
Água	Convencional	$H_2O$	MO CA TC EV CO FE DE
Sacarose	Convencional	$C_{12}H_{22}O_{11}$	MO TC EV CO FE
Glicose	Convencional	$C_6H_{12}O_6$	MO TC EV CO FE
Nitrogênio	Convencional	$N_2$	CA
Oxigênio	Convencional	$O_2$	CA
Dióxido de Carbono	Convencional	$CO_2$	CA FE
Argônio	Convencional	$Ar$	CA
Dióxido de enxofre	Convencional	$SO_2$	CA
Hidróxido de Cálcio	Convencional	$Ca(OH)_2$	TC
Etanol	Convencional	$C_2H_6O$	FE DE
Glicerol	Convencional	$C_3H_8O_3$	FE DE
Ácido succínico	Convencional	$C_{12}H_6O_4$	FE DE
Mono-etilenoglicol	Convencional	$C_2H_6O_2$	DE
Açúcar	Sólido	$C_{12}H_{22}O_{11}$	CO
Celulose	Sólido	$C_6H_{10}O_5$	MO CA
Lignina	Sólido		MO CA
Xilana	Sólido		MO CA
Solslds	Sólido		MO CA TC EV CO FE DE
Solunkn	Sólido		MO CA TC EV CO FE DE
Levedura	Sólido		FE

Os componentes químicos da Tabela 5.1 são classificados em convencionais ou sólidos. Os componentes sólidos são considerados nesse estado em toda a simulação, já os componentes convencionais mudam seu estado físico, de acordo com o modelo termodinâmico utilizado na simulação.

Os sólidos: celulose, lignina e xilana, são os principais componentes da fibra da cana-de-açúcar e, por conseguinte, do bagaço de cana utilizado como combustível nas caldeiras. Já o sólido denominado levedura é um componente fictício que permite modelar a presença de material biológico no processo fermentativo. Todos estes sólidos são representados segundo os parâmetros fornecidos pela base de dados do NREL.

Observam-se também, na Tabela 5.1, dois componentes sólidos que não correspondem a componentes reais, Solslds e Solunkn. Estes sólidos representam as impurezas solúveis contidas no caldo extraído da cana, as quais são arrastadas durante todo o processo produtivo. Em particular, Solslds representa o material nitrogenado, proveniente do adubo da cana, enquanto o Sulunkn representa o material sulfuroso, comum no solo dos canaviais.

### 5.3 Modelo Termodinâmico

As propriedades físicas dos componentes químicos considerados na simulação são avaliadas através do modelo NRTL-RK, utilizado para descrever processos químicos não ideais, como os que acontecem nas operações reais de uma usina.

O modelo termodinâmico NRTL-RK utiliza a equação NRTL, apresentada na seção 4.1.2, para calcular as propriedades na fase líquida, e a equação de estado de Redlich-Kwong, apresentada na Seção 4.1.1, para modelar a fase de vapor.

No caso particular do módulo de destilação, o modelo termodinâmico considerado é o NRTL-HOC, o qual utiliza mesma equação NRTL para modelar a fase líquida, mas a fase de vapor é modelada pela equação de estado de Hayden-O'Connell, uma variação da equação de estado do Virial. Esta equação de estado é recomendada para misturas altamente não ideais como a mistura etanol-água com presença de ácidos orgânicos, a qual intervém no módulo de destilação.

Os gases  $CO_2$ ,  $O_2$  e  $N_2$  são definidos no ASPEN Plus como componentes "Henry", desta forma estes gases podem se encontrar dissolvidos na fase líquida conforme as concentrações de equilíbrio da Lei de Henry (BIRD *et al.*, 2002).

### 5.4 Fluxograma e Condições de Operação

O modelo de processos definido no ASPEN Plus, foi construído utilizando como referência a configuração da usina de Potirendaba. Esta planta é considerada modelo na

indústria sucroalcooleira, devido ao seu planejamento e organização. A planta começou a operar na safra de 2006 com equipamentos novos, portanto estes equipamentos não apresentam problemas de desgaste ou corrosão. A usina tem uma capacidade de moagem nominal de seiscentas toneladas por hora de cana-de-açúcar, produz açúcar VHP (Very High Purity - não refinada) e álcool anidro. Além disso conta com uma subestação elétrica que permite vender o excedente de eletricidade ao sistema de distribuição local. Uma característica importante desta planta é seu módulo de fermentação, o qual utiliza somente melão como matéria prima.

A Figura 5.1 ilustra o esquema de simulação construído em ASPEN Plus. Observa-se o fluxo de cana-de-açúcar ingressando ao sistema (1CANA), e os diferentes módulos de produção: moagem (MOENDA), tratamento do caldo (TRATCAL), evaporação (EVAP), cozimento (COZMTO), fermentação (FERMENT), destilação (DESTIL), duas caldeiras (CALD1 e CALD2) e o módulo de geração elétrica (COGER). Estes módulos estão interligados pelo fluxos de massa correspondentes aos fluxos de material próprio do processo produtivo, aos vapores utilizados em cada módulo e aos condensados dos vapores de processos.

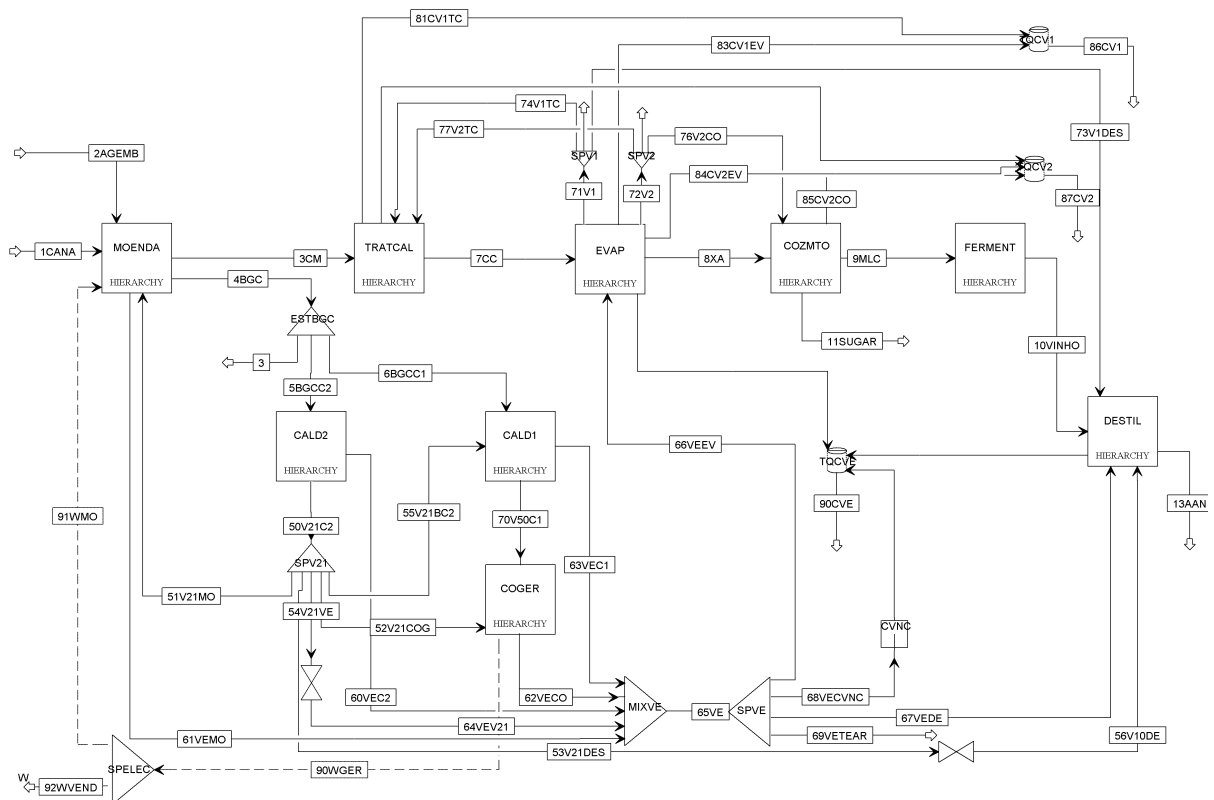


Figura 5.1: Fluxograma da planta de Potirendaba em ASPEN Plus

No interior dos blocos que representam cada módulo de produção, foram estruturados os fluxogramas próprios de cada módulo, considerando todas as operações realizadas no interior do módulo e obedecendo à disposição dos equipamentos na planta real. Deste modo, os módulos de produção descritos no Capítulo 2 são configurados segundo os fluxogramas expostos no Apêndice C, considerando as particularidades como segue.

### 5.4.1 Moagem

O preparo da cana é realizado por um picador de facas rotativas e um desfibrador. O tandem de moenda está composto por cinco ternos com acionamento misto: vapor e eletricidade. Quanto à embebição, é realizada utilizando a configuração composta.

O consumo de vapor pelos acionadores dos ternos de moenda é praticamente constante, sendo o acionamento elétrico responsável por atender as variações na potência requerida pelo tandem.

Os ternos de moenda são simulados utilizando blocos de separação, definindo a extração de açúcares e de caldo em cada terno segundo a metodologia da Seção 4.2.1.1. Os acionadores dos ternos de moenda são modelados mediante blocos de turbinas, configurados segundo os parâmetros fornecidos pelo fabricante. Considera-se também o consumo dos ternos com acionamento elétrico, de modo a atingir a potência estabelecida pelas equações da Seção 4.2.1.2.

### 5.4.2 Tratamento do Caldo

A planta de Potirendaba não produz açúcar refinado, portanto o único tratamento que o caldo recebe é a calagem. Este processo faz-se através da adição de leite de cal ao caldo misto, na proporção de 1% em massa.

A etapa de aquecimento é realizada por uma rede de trocadores de calor de casco e tubos, nos quais os fluidos quentes utilizados são vapores vegetais, extraídos do primeiro e do segundo efeito do módulo de evaporação. Desta forma, o caldo circula através de quatro trocadores de calor: dois aquecedores alimentados com vapor V2 e dois aquecidos com vapor V1. Os coeficientes globais de transferência de calor ( $U$ ) destes trocadores, calculados utilizando as temperaturas de operação, conforme a metodologia do Apêndice B, são apresentados na Tabela 5.2. Nesta tabela apresentam-se também, os valores do coeficiente  $U$  calculados conforme as características construtivas, fornecidas pelo fabricante,

através do software HTFS<sup>3</sup>, além dos valores comuns na literatura.

Tabela 5.2: Coeficientes globais de transferência de calor dos aquecedores de caldo

	$U$ [W/m <sup>2</sup> K]		
	MLDT	HTFS	Baloh e Wittwer (1995)
Aquecedor N°1 V2	311,9	298,0	230-730
Aquecedor N°2 V2	553,1	519,1	230-730
Aquecedor N°1 V1	843,8	802,1	500-1260
Aquecedor N°2 V1	1369,0	1315,3	500-1260

Os blocos de trocadores de calor que simulam os aquecedores são configurados com os resultados obtidos no HTFS, apresentados na Tabela 5.2, assegurando uma temperatura de 105°C. Também são configurados na simulação três blocos de separação, os quais representam o balão de flash, o decantador e o filtro rotativo respetivamente.

### 5.4.3 Evaporação

O evaporador de múltiplos efeitos da planta de Potirendaba opera sob uma configuração de cinco efeitos, onde as respectivas pressões médias absolutas de operação dos evaporadores são indicadas na Tabela 5.3.

Tabela 5.3: Pressões médias de operação do EME

Efeito	Pressão [kPa]
1°	179,78
2°	130,35
3°	101,0
4°	65,0
5°	30,0

O primeiro e o segundo efeitos operam com três evaporadores cada, sendo que o caldo circula em série pelos evaporadores de cada um dos efeitos, porém as linhas de vapor que alimentam os evaporadores de cada efeito encontram-se em paralelo. Já o terceiro, quarto e quinto efeitos operam somente com um evaporador cada. A sangria de vapor vegetal é realizada apenas nos dois primeiros efeitos, onde são extraídos os vapores V1 e V2.

Os evaporadores são simulados em ASPEN Plus mediante a integração de três blocos: um separador, um aquecedor e um bloco de fluxo de calor, o qual opera entre os dois blocos anteriores. Deste modo, utilizando a metodologia da Seção 4.2.2, calculam-se os coeficientes globais de transferência de calor, os quais são apresentados na Tabela 5.4.

<sup>3</sup>HTFS: Ferramenta ASPEN para projeto de trocadores de calor.



Tabela 5.4: Coeficientes globais de transferência de calor EME

Efeito	Evaporador	$U$ [kW/m <sup>2</sup> K]
1°	1	2,09
	2	2,03
	3	1,95
2°	1	1,59
	2	1,52
	3	1,45
3°	1	1,17
4°	1	0,93
5°	1	0,58

Na simulação do módulo de evaporação, fixa-se a concentração final do xarope em 63°Brix. Desta forma, calculam-se as vazões de vapor entre os evaporadores, as sangrias de vapor vegetal e o consumo de vapor de escape.

#### 5.4.4 Cozimento

Na planta de Potirendaba, o cozimento do xarope é realizado sob uma configuração de duas massas, utilizando três cozedores de massa A, dois de massa B e um cozedor de granagem. Estes cozedores operam em regime de batelada, porém na simulação assume-se a configuração simplificada apresentada no fluxograma do Apêndice C. Deste modo, consideram-se somente um cozedor de massa A e um cozedor de massa B, os quais operam em contínuo.

Empregando a aproximação anterior, os cozedores são modelados utilizando os mesmos blocos utilizados para modelar os evaporadores. Na configuração destes blocos especifica-se uma pressão absoluta no cozedor igual a 24kPa.

Os cristalizadores são simulados utilizando os blocos de cristalização já disponíveis no ASPEN Plus, configurados segundo as curvas de saturação da sacarose, apresentadas na Seção 4.2.3. Considera-se uma pureza de 85% para a massa A e 70% para massa B.

As centrifugas são modeladas operando, como os cozedores, em regime contínuo. Utilizam-se, na modelagem das centrífugas, blocos de separação os quais retiram todo os sólidos cristalizados no cozimento.

### 5.4.5 Fermentação

O módulo de fermentação da usina de referência utiliza como matéria-prima somente melão, proveniente da etapa de cozimento. Desta forma, na simulação utiliza-se a mesma configuração, considerando a metodologia apresentada na Seção 4.2.4.

As dornas de fermentação são modeladas no ASPEN Plus integrando dois blocos de reatores estequiométricos, um para a reação da hidrólise da sacarose (Reação 4.36) e outro para o processo fermentativo propriamente dito (Reações 4.37 e 4.38). As taxas de conversão destas reações são determinadas conforme as Equações 4.39 e 4.40.

Conforme o apresentado na Seção 2.7, a fermentação é um processo exotérmico. Na literatura existem diferentes valores do calor gerado no processo fermentativo, baseados principalmente nas entalpias de formação dos reagentes e dos produtos das reações envolvidas, mas essa metodologia de cálculo não contempla a energia que o microrganismo consome durante sua ação metabólica. Portanto, no presente estudo considera-se o valor empírico apresentado por Williams (1982), onde o calor liberado por kilograma de ART<sup>4</sup> consumido é:

$$\Delta \bar{H}_{\text{fermentação}} = 678,262 \text{ [kJ/kg}_{ART}\text{]}$$

Considerando o valor anterior calcula-se o calor total gerado na fermentação, que será utilizado posteriormente para avaliar as alternativas de resfriamento de dornas de fermentação, no Capítulo 6.

Além das dornas de fermentação, são consideradas no fluxograma de processo as centrífugas para recuperação da levedura, as cubas de tratamento do levedo e a torre de lavagem de  $CO_2$ , conforme o fluxograma apresentado no Apêndice C.

### 5.4.6 Destilação

O módulo de destilação na usina de Potirendaba é constituído por cinco colunas de destilação: a coluna de esgotamento (Coluna A), a coluna de concentração de cabeças (Coluna D), a coluna de retificação (Coluna B), a coluna de desidratação (Coluna T-301) e a coluna de recuperação do solvente (Coluna T-401). Estas colunas são configuradas na simulação conforme o fluxograma apresentado na Figura C.6 do Apêndice C.

Todas as colunas de destilação, que compõem este módulo de produção, são simuladas conforme a metodologia apresentada na Seção 4.2.5. A configuração particular destas

---

<sup>4</sup>Açúcares Redutores Totais: Glicose e Frutose

colunas obedece às especificações apresentadas na Tabela 5.5.

Tabela 5.5: Especificações colunas de destilação

Coluna	Pratos	Razão de refluxo (Molar)	Pressão de fundo [kPa]
A	27	-	148,397
B	60	800	140,551
D	6	6	140,000
T-301	43	2	101,325
T-401	20	0,8	101,325

As características das três colunas utilizadas na produção de álcool hidratado (Coluna A, Coluna B e Coluna D) foram fornecidas pelo fabricante. Porém as especificações das colunas T-301 e T-401, utilizadas na produção de álcool anidro, não foram fornecidas. Desta forma, na simulação foi considerada a configuração teórica do processo de desidratação, utilizando mono-etilenoglicol (MEG) como solvente, apresentada no trabalho de Meirelles *et al.* (1992). Esta é a razão para se considerar a pressão de operação destas colunas igual à pressão atmosférica.

### 5.4.7 Caldeiras

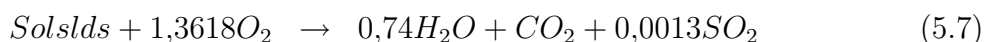
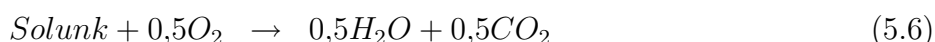
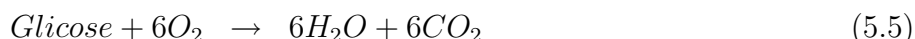
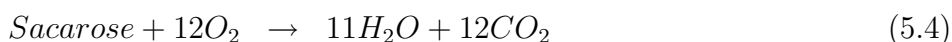
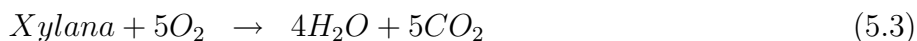
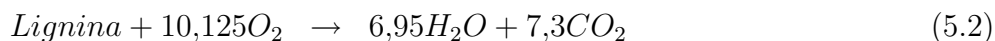
A planta de Potirendaba possui duas caldeiras para queima do bagaço-de-cana. A caldeira número 1 gera vapor de alta pressão que é fornecido integralmente ao conjunto de geração elétrica principal. Já a caldeira número 2 gera vapor em uma pressão menor, o qual é utilizado no acionamento das moendas, nos refervedores da destilaria e no conjunto de geração elétrica secundário. As condições de operação destas caldeiras são apresentadas na Tabela 5.6.

Tabela 5.6: Condições de operação caldeiras

	Capacidade [ton <sub>vapor</sub> /h]	Pressão [kPa]
Caldeira 1	200	5004
Caldeira 2	150	2160

A simulação das caldeiras é realizada utilizando a metodologia de Zheng e Furimsky (2003). Desta forma cada seção da caldeira (economizador, gerador de vapor e superaquecedor), é simulada utilizando um trocador de calor genérico, onde a troca térmica acontece entre gases de combustão e água. Considera-se um bloco adicional que permite modelar a transferência de calor por radiação, ajustando a simulação do sistema completo aos dados de temperatura disponíveis, das caldeiras reais.

A combustão do bagaço é simulada utilizando um reator estequiométrico, no qual são definidas as seguintes reações de combustão:



A vazão de ar que ingressa nas câmaras de combustão das caldeiras é determinado considerando 30% de ar em excesso, conforme os dados de projeto das fornalhas instaladas na usina de Potirendaba.

#### 5.4.8 Geração Elétrica

A geração de eletricidade na planta de referência é realizada por meio de dois conjuntos turbina-gerador. O conjunto turbina-gerador principal tem pressão de operação de 5000kPa e 30MW de potência nominal. Já o conjunto secundário opera a uma pressão de entrada de 2160kPa e gera 5MW de potência nominal.

O módulo é simulado por meio de blocos de turbinas e geradores elétricos padrões do ASPEN Plus, configurados conforme as eficiências fornecidas pelo fabricante. Desta forma, calcula-se a energia elétrica total produzida na usina. Para calcular a eletricidade vendida ao sistema de distribuição local, faz-se um balanço entre a energia produzida, a consumida pelos acionadores elétricos dos ternos de moenda e a média do consumo elétrico dos equipamentos de uma planta (bombas, esteiras transportadoras, centrífugas, iluminação, etc.). Este último parâmetro é obtido da literatura (Camargo *et al.* (1990), Serra *et al.* (2007)), onde o consumo elétrico específico de uma planta sucroalcooleira é de 12kWh por tonelada de cana processada.

## 5.5 Algoritmo de Resolução

A simulação do processo integral de produção de açúcar, álcool e energia elétrica gera uma série de sistemas de equações não lineares, os quais devem ser resolvidos por uma composição de métodos numéricos. No presente trabalho utilizaram-se os métodos de Wegstein, secante e Broyden, os quais estão disponíveis na arquitetura do ASPEN Plus.

O método de Wegstein é o método numérico normalmente utilizado para resolução dos balanços de massa e de energia pelos simuladores de processos. Este método é uma extrapolação do método de substituições diretas, onde a introdução de um parâmetro adicional garante rápida convergência, porém a interação entre as variáveis é desconsiderada. Desta forma, em sistemas de equações que possuem uma forte interligação entre as variáveis o método diverge. Na simulação desenvolvida, o método de Wegstein foi utilizado principalmente, nos módulos de extração de caldo, tratamento do caldo e caldeiras.

O método da secante tem a mesma formulação do método de Newton, mas substitui a derivada da função por diferenças finitas. Já o método de Broyden é a generalização do método da secante para mais de uma variável. Estes métodos são utilizados para ajustar os parâmetros dos equipamentos a uma o mais especificações de projeto, como acontece nos módulos de cozimento e de destilação.

## 5.6 Simulação

As condições de operação dos equipamentos de uma planta sucroalcooleira ao longo da safra são praticamente constantes, porém a composição da cana neste período muda consideravelmente. Por esta razão foram considerados na simulação quatro cenários de produção, conforme os dados industriais disponíveis. Estes cenários de simulação, caracterizados pela composição e a vazão de cana-de-açúcar processada, recebem os nomes dos meses nos quais foram realizadas as observações: Maio, Julho, Setembro e Novembro.

A variação na composição da cana-de-açúcar, nos quatro cenários de simulação, apresenta-se na Tabela 5.2.

A capacidade nominal de processamento de cana na usina de referência é de 600 toneladas por hora. No começo da safra as usinas processam uma vazão próxima ao máximo da sua capacidade, portanto nos cenários Maio e Julho considera-se um processamento de cana igual a 600 toneladas por hora. Já no final da safra a vazão de cana processada pela planta diminui, conseqüência do aumento das chuvas na região. Desta forma, a vazão de

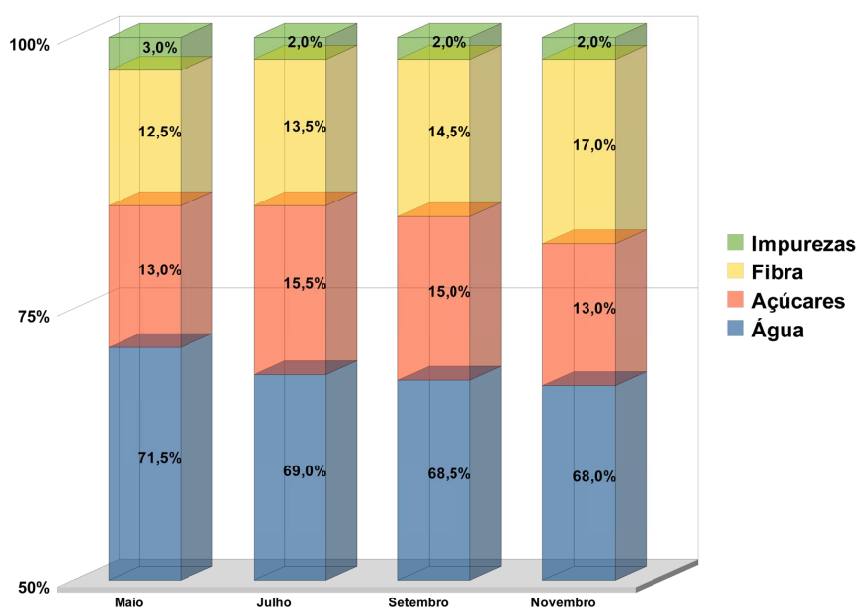


Figura 5.2: Composição da cana ao longo da safra

cana moída considerada para o cenário Setembro foi de 573 toneladas por hora e para o cenário Novembro 512 toneladas por hora.

### 5.6.1 Resultados

O modelo de simulação desenvolvido em ASPEN Plus foi avaliado com as quatro variações no fluxo de cana-de-açúcar, as quais representam os quatro cenários definidos na seção anterior. Os resultados das simulações foram comparados com dados de operação da usina em dias representativos dos meses de Maio, Julho, Setembro e Novembro.

Na usina de referência deste estudo, não são realizadas medições de vazão de forma precisa, portanto para validar o modelo de simulação desenvolvido foram utilizadas as medições de composição, concentração e teor alcoólico realizadas, nos fluxos de saída de cada módulo de produção, pelo pessoal do laboratório industrial da Usina Cerradinho. Nas tabelas apresentadas a seguir comparam-se as médias das medições realizadas nos dias que representam os quatro cenários de produção, com os resultados obtidos em ASPEN Plus. Desta forma, nas tabelas a seguir, as filas denominadas "Simulação" apresentam os cálculos realizados em ASPEN Plus e as filas denominadas "Laboratório" mostram as médias das medições realizadas pelo laboratório da usina. Já nas filas "Erro" e "DP" são expostos o erro da simulação e o desvio padrão das medições, respectivamente.

Os resultados obtidos para o módulo de moagem são apresentados na Tabela 5.7.

Nesta tabela indicam-se as frações mássicas de sólidos e açúcares das duas vazões de saída do módulo: o caldo misto e o bagaço.

Tabela 5.7: Resultados módulo de moagem

Cenário		Sólidos Solúveis	Açúcares	Umidade	Açúcares
		Caldo Misto	Caldo Misto	Bagaço	Bagaço
Maio	Simulação	15,05 Brix	11,66 Pol	50,71 %	0,63 Pol
	Laboratório	14,10 Brix	11,90 Pol	51,43 %	0,87 Pol
	Erro	0,95 Brix	0,24 Pol	0,72 %	0,24 Pol
	DP	0,38 Brix	0,53 Pol	1,55 %	0,58 Pol
Julho	Simulação	17,19 Brix	15,02 Pol	49,05 %	1,68 Pol
	Laboratório	16,98 Brix	14,89 Pol	49,75 %	2,59 Pol
	Erro	0,21 Brix	0,13 Pol	0,70 %	0,91 Pol
	DP	0,59 Brix	0,48 Pol	1,73 %	0,84 Pol
Setembro	Simulação	17,21 Brix	14,89 Pol	50,40 %	1,31 Pol
	Laboratório	17,03 Brix	14,77 Pol	51,21 %	3,26 Pol
	Erro	0,18 Brix	0,12 Pol	0,81 %	1,95 Pol
	DP	1,11 Brix	0,95 Pol	1,53 %	0,86 Pol
Novembro	Simulação	15,91 Brix	13,79 Pol	50,48 %	1,37 Pol
	Laboratório	16,47 Brix	14,33 Pol	51,00 %	2,80 Pol
	Erro	0,56 Brix	0,54 Pol	0,52 %	1,43 Pol
	DP	1,23 Brix	0,90 Pol	2,08 %	0,95 Pol

Da comparação dos resultados da simulação com as medições realizadas na moagem, obtém-se um erro absoluto máximo de 0,95 Brix para os sólidos contidos no caldo misto, 0,54 Pol para os açúcares no caldo misto, 0,81 % para a umidade do bagaço e 1,95 Pol para o açúcar contido no bagaço. As diferenças entre as medições e o modelo de simulação são explicadas, principalmente, pelas variações na composição e vazão de cana-de-açúcar processada durante o dia, além das mudanças aplicadas na vazão de água de embebição. A lavagem da cana, no caso de ser colhida de forma manual, agrega água ao sistema, gerando também diferenças entre o modelo e a medição. Em geral observa-se que o erro absoluto entre a simulação e as média das medições do laboratório industrial não excede do desvio padrão das mesmas.

Da simulação do módulo de tratamento de caldo obtém-se duas vazões de saída: o caldo clarificado e a torta do filtro. Na Tabela 5.8 apresentam-se a comparação entre os valores calculados e medidos do teor de sólidos do caldo clarificado, da umidade final da torta e do teor de açúcares na torta do filtro.

Os resultados da simulação no módulo de tratamento de caldo concordam com as medições do laboratório industrial. A maior diferença apresentada é na umidade da torta do filtro, isso devido à vazão de água adicionada no filtro, a qual na simulação é considerada

Tabela 5.8: Resultados módulo de tratamento do caldo

Cenário		Sólidos Solúveis	Umidade	Açúcares
		Caldo Tratado	Torta	Torta
Maio	Simulação	14,92 Brix	60,72 %	3,14 Pol
	Laboratório	13,79 Brix	60,95 %	1,73 Pol
	Erro	1,13 Brix	0,23 %	1,41 Pol
	Desvio Padrão	0,39 Brix	6,65 %	0,85 Pol
Julho	Simulação	17,08 Brix	59,85 %	3,60 Pol
	Laboratório	16,75 Brix	69,35 %	2,61 Pol
	Erro	0,21 Brix	9,50 %	0,99 Pol
	Desvio Padrão	0,28 Brix	10,70 %	0,67 Pol
Setembro	Simulação	17,05 Brix	59,89 %	3,52 Pol
	Laboratório	17,78 Brix	61,67 %	2,57 Pol
	Erro	0,73 Brix	1,78 %	0,95 Pol
	Desvio Padrão	1,04 Brix	2,25 %	0,94 Pol
Novembro	Simulação	15,79 Brix	60,30 %	4,53 Pol
	Laboratório	16,03 Brix	61,95 %	3,16 Pol
	Erro	0,24 Brix	1,65 %	1,37 Pol
	Desvio Padrão	0,97 Brix	3,89 %	1,11 Pol

constante, enquanto que no campo apresenta variações durante a operação, conforme mostra o alto desvio padrão das medições realizadas.

O módulo de evaporação do caldo possui seis fluxos de saída: vapor vegetal V1, vapor vegetal V2, condensado de vapor V1, condensado de vapor V2, condensado de vapor de escape e xarope, porém como os vapores e condensados são compostos quase completamente por água, o laboratório industrial controla somente a composição do xarope concentrado. Os resultados obtidos pela simulação, da concentração de sólidos e açúcares no xarope, são apresentados na Tabela 5.9, em conjunto com as medições correspondentes ao laboratório da planta de Potirendaba.

Observa-se na Tabela 5.9 resultados bastante próximos às observações na usina. Contudo, aprecia-se uma diferença no teor de sólidos do xarope no cenário Maio, esta situação deve-se a que os dados deste cenário foram obtidos durante a manutenção do evaporador do quinto efeito, portanto o EME não se encontrava operando com nível suficiente de vácuo, no último efeito.

A formação de cristais de sacarose, e o crescimento destes, é um processo lento, que nas usinas é realizado em regime de batelada. Na simulação, o módulo de cozimento foi idealizado, desconsiderando a cinética do processo de cristalização, e adotando regime contínuo. Esta aproximação fornece resultados satisfatórios quanto à vazão de açúcar produzido, porém os fluxos internos do módulo, calculados pela simulação, apresentam



Tabela 5.9: Resultados módulo de evaporação

Cenário		Sólidos Solúveis	Açúcares	Pureza
		Xarope	Xarope	Xarope
Maio	Simulação	63,00 Brix	50,93 Pol	80,84 %
	Laboratório	58,96 Brix	47,85 Pol	81,15 %
	Erro	4,04 Brix	3,08 Pol	0,31 %
	Desvio Padrão	3,04 Brix	2,55 Pol	2,99 %
Julho	Simulação	62,96 Brix	55,35 Pol	87,91 %
	Laboratório	63,85 Brix	54,72 Pol	85,70 %
	Erro	0,89 Brix	0,63 Pol	2,21 %
	Desvio Padrão	1,96 Brix	1,74 Pol	2,78 %
Setembro	Simulação	62,95 Brix	51,87 Pol	82,39 %
	Laboratório	61,99 Brix	52,61 Pol	84,86 %
	Erro	0,96 Brix	0,74 Pol	2,47 %
	Desvio Padrão	4,03 Brix	3,55 Pol	0,97 %
Novembro	Simulação	62,96 Brix	52,52 Pol	83,42 %
	Laboratório	63,20 Brix	53,33 Pol	84,38 %
	Erro	0,24 Brix	0,81 Pol	0,96 %
	Desvio Padrão	3,85 Brix	3,28 Pol	0,91 %

diferenças importantes em relação às observações em campo, conforme os dados expostos na Tabela 5.10.

Os resultados da Tabela 5.10 evidenciam um erro absoluto máximo de 23Brix, situação devida à diferença entre a configuração do modelo de simulação e a operação dos cozedores na usina, enunciada anteriormente. Nos cozedores industriais a solução precisa atingir uma alta concentração de sólidos ( $\sim 90$  Brix) para propiciar a formação de cristais de maior volume. Este processo é governado por equações cinéticas que não foram consideradas na simulação. Deste modo, na simulação calculam-se a massa de sacarose que deve ser retirada da solução para manter o estado de saturação.

Para corrigir o erro gerado no módulo de cozimento, os resultados do balanço energético do módulo são retificados considerando a evaporação da água, de forma a atingir o teor de sólidos observados nas massas A e B, mas considerando a mesma produção de açúcar.

O módulo de fermentação apresenta alterações significativas em sua operação durante a safra, e ainda podem apresentar-se variações durante um mesmo dia. Esta situação se explica pela contaminação nas dornas de fermentação e pela mudança das espécies de leveduras que conduzem a fermentação. Uma usina começa a safra com somente uma espécie de levedura, mas ao longo da safra leveduras selvagens provenientes da lavoura podem começar a dominar o processo. Diferentes espécies de leveduras possuem diferentes

Tabela 5.10: Resultados módulo de cozimento (Concentração de sólidos)

Cenário		Sólidos Solúveis Massa A	Sólidos Solúveis Massa B	Sólidos Solúveis Melaço
Maio	Simulação	82,34 Brix	75,83 Brix	57,12 Brix
	Laboratório	91,53 Brix	91,33 Brix	80,44 Brix
	Erro	9,19 Brix	15,50 Brix	23,32 Brix
	Desvio Padrão	1,24 Brix	2,30 Brix	2,57 Brix
Julho	Simulação	80,98 Brix	77,36 Brix	55,54 Brix
	Laboratório	91,73 Brix	91,45 Brix	75,80 Brix
	Erro	10,75 Brix	14,09 Brix	20,26 Brix
	Desvio Padrão	1,54 Brix	2,55 Brix	3,05 Brix
Setembro	Simulação	77,75 Brix	72,33 Brix	53,93 Brix
	Laboratório	91,53 Brix	90,32 Brix	67,15 Brix
	Erro	13,78 Brix	17,99 Brix	13,22 Brix
	Desvio Padrão	1,03 Brix	3,43 Brix	1,96 Brix
Novembro	Simulação	79,77 Brix	73,58 Brix	53,04 Brix
	Laboratório	90,60 Brix	88,20 Brix	68,40 Brix
	Erro	10,83 Brix	14,62 Brix	15,36 Brix
	Desvio Padrão	0,89 Brix	3,68 Brix	3,11 Brix

Tabela 5.11: Resultados módulo de cozimento (Purezas)

Cenário		Pureza Massa A	Pureza Massa B	Pureza Melaço
Maio	Simulação	87,85 %	79,29 %	76,60 %
	Laboratório	83,75 %	73,17 %	61,59 %
	Erro	4,10 %	6,12 %	15,01 %
	Desvio Padrão	0,98 %	3,34 %	2,41 %
Julho	Simulação	89,13 %	84,53 %	63,84 %
	Laboratório	83,29 %	73,20 %	67,15 %
	Erro	5,84 %	14,09 %	3,31 %
	Desvio Padrão	1,14 %	4,28 %	1,75 %
Setembro	Simulação	89,56 %	84,27 %	66,84 %
	Laboratório	83,77 %	78,98 %	67,93 %
	Erro	5,79 %	17,99 %	1,09 %
	Desvio Padrão	1,48 %	2,18 %	3,05 %
Novembro	Simulação	90,23 %	84,63 %	69,25 %
	Laboratório	85,47 %	79,82 %	68,58 %
	Erro	4,76 %	14,62 %	0,67 %
	Desvio Padrão	0,97 %	2,68 %	3,87 %

metabolismos, alterando a composição final do vinho. Outros fatores que alteram o comportamento da levedura são a composição do mosto e a temperatura da dorna ao longo de fermentação.

A Tabela 5.12 apresenta os resultados do módulo de fermentação simulado em ASPEN Plus, além das médias das medições nas bateladas realizadas na referência, para os diferentes cenários de simulação.

Tabela 5.12: Resultados módulo de fermentação

Cenário		Sólidos Solúveis	Teor alcoólico	Teor alcoólico
		Vinho	Vinho	Levedo
Maio	Simulação	6,51 Brix	7,95 °GL	3,49 °GL
	Laboratório	4,99 Brix	7,78 °GL	4,37 °GL
	Erro	1,52 Brix	0,17 °GL	0,88 °GL
	Desvio Padrão	0,93 Brix	0,91 °GL	0,85 °GL
Julho	Simulação	5,43 Brix	8,87 °GL	3,58 °GL
	Laboratório	5,14 Brix	8,38 °GL	4,66 °GL
	Erro	0,29 Brix	0,49 °GL	0,53 °GL
	Desvio Padrão	0,85 Brix	1,09 °GL	0,94 °GL
Setembro	Simulação	5,08 Brix	8,82 °GL	3,75 °GL
	Laboratório	4,83 Brix	8,45 °GL	4,22 °GL
	Erro	0,25 Brix	0,37 °GL	0,47 °GL
	Desvio Padrão	0,80 Brix	0,53 °GL	0,55 °GL
Novembro	Simulação	4,95 Brix	8,73 °GL	3,52 °GL
	Laboratório	4,71 Brix	8,27 °GL	4,17 °GL
	Erro	0,24 Brix	0,46 °GL	0,65 °GL
	Desvio Padrão	0,66 Brix	0,72 °GL	0,49 °GL

As análises de laboratório disponíveis, dos fluxos do módulo de fermentação, foram filtradas desconsiderando bateladas que apresentassem fortes alterações. Desta forma, o modelo de fermentação consegue reproduzir o processo industrial apresentando um erro absoluto máximo de 1,52 Brix, na concentração final de sólidos no vinho, e 0,49 °GL no teor alcoólico do mesmo fluxo.

As colunas de destilação são projetadas para operar em regime permanente, portanto quanto mais estável for a operação do módulo de destilação, mais eficiente será a separação. Pela razão anterior, a composição das vazões de saída do módulo não apresenta grandes variações ao longo da safra. Esta situação é observada na Tabela 5.13, onde são expostos os resultados calculados pela simulação para o teor alcoólico da vinhaça, flegmaça, álcool hidratado e álcool anidro, nos quatro cenários de análise.

O laboratório industrial, da usina de Potirendaba, realiza minucioso controle de qualidade do teor alcoólico dos produtos finais. Desta forma o sistema de controle das colunas

Tabela 5.13: Resultados módulo de destilação

Cenário		Teor alcoólico			
		Vinhaça	A. Hidratado	Flegmaça	A. Anidro
Maio	Simulação	0,01 °GL	93,97 °GL	0,01 °GL	99,99 °GL
	Laboratório	0,06 °GL	93,75 °GL	0,05 °GL	99,89 °GL
	Erro	0,05 °GL	0,22 °GL	0,04 °GL	0,10 °GL
	Desvio Padrão	0,01 °GL	0,85 °GL	0,03 °GL	0,15 °GL
Julho	Simulação	0,01 °GL	93,96 °GL	0,01 °GL	99,98 °GL
	Laboratório	0,01 °GL	93,15 °GL	0,05 °GL	99,91 °GL
	Erro	0,00 °GL	0,81 °GL	0,04 °GL	0,07 °GL
	Desvio Padrão	0,01 °GL	0,79 °GL	0,02 °GL	0,17 °GL
Setembro	Simulação	0,01 °GL	93,98 °GL	0,01 °GL	99,99 °GL
	Laboratório	0,03 °GL	94,05 °GL	0,02 °GL	99,95 °GL
	Erro	0,02 °GL	0,07 °GL	0,01 °GL	0,04 °GL
	Desvio Padrão	0,05 °GL	0,53 °GL	0,01 °GL	0,09 °GL
Novembro	Simulação	0,01 °GL	93,82 °GL	0,01 °GL	99,98 °GL
	Laboratório	0,02 °GL	93,71 °GL	0,05 °GL	99,90 °GL
	Erro	0,01 °GL	0,11 °GL	0,04 °GL	0,08 °GL
	Desvio Padrão	0,04 °GL	0,68 °GL	0,01 °GL	0,10 °GL

corrige as condições de operação destas, no caso de não atingir os padrões internacionais de produção de etanol. Por esta razão explica-se o acoplamento dos resultados da simulação com as medições do laboratório, nos fluxos de álcool hidratado e anidro. Já o teor alcoólico da vinhaça e a flegmaça apresentam variações maiores, entre o modelo e as medições, porém não são significativos.

Além das comparações apresentadas nas tabelas anteriores, foram avaliados os principais indicadores de produção utilizados na indústria sucroalcooleira nas simulações desenvolvidas e nos cenários de produção reais. Estes indicadores de produção são: a produção de açúcar em toneladas, a produção de álcool anidro em metros cúbicos, o UNICOP e a eficiência industrial.

O UNICOP é um parâmetro utilizado na indústria para uniformizar os diferentes produtos fabricados, representando-os em sacos de açúcar de 50kg equivalentes (COPER-SUCAR, 2008). Desta forma, o UNICOP é calculado conforme a equação a seguir:

$$UNICOP = F A + 0,03172L_{anidro} + 0,02937L_{hidratado} \quad (5.8)$$

onde  $F$  é um fator de correção que indica o tipo de açúcar fabricado, no caso do açúcar VHP produzido em Potirendaba este fator tem valor 1. Já as variáveis  $A$ ,  $L_{anidro}$  e  $L_{hidratado}$  indicam a produção de açúcar em sacos de cinquenta quilos, a produção de

álcool anidro em litros e a produção de álcool hidratado em litros, respectivamente. Normalmente o indicador UNICOP é expresso de forma específica (por tonelada de cana processada).

Outro indicador utilizado na indústria para avaliar a produção de uma usina é a eficiência industrial ( $EI$ ). Este indicador mede a eficiência com que transforma-se a matéria-prima em produtos, assim indica-se o nível das perdas que ocorrem nas usinas. Desta forma a eficiência industrial é calculada transformando todos os insumos e produtos da usina em sacarose equivalente, conforme a equação a seguir:

$$EI = \frac{S_A + F V_E + S_{OP}}{S_C (1 + i) + S_{OI}} \quad (5.9)$$

onde  $S_A$  é a sacarose contida no açúcar produzido,  $F$  é o fator que permite converter o etanol produzido em sacarose equivalente,  $V_E$  é a quantidade de álcool produzido e  $S_{OP}$  é a sacarose equivalente de outros produtos da usina, por exemplo mel vendido, levedura ou óleo fúsel. A variável  $S_C$  representa a sacarose contida na cana processada, o fator  $i$  é um fator de correção que introduz os açúcares redutores contidos na cana e a variável  $S_{OI}$  indica a sacarose equivalente dos outros insumos que podem existir em uma usina, por exemplo mel adquirido.

Na Tabela 5.14, apresentam-se os indicadores de produção da usina de Potirendaba para os cenários de produção considerados neste trabalho, apresentam-se também, para efeito de comparação, os resultados obtidos pelo modelo de simulação para estes cenários. Nesta tabela não é apresentado o desvio padrão das medições, porquê o dado corresponde ao valor do indicador no cenário simulado e não a uma média de medições.

Os resultados apresentados na Tabela 5.14 demonstram que, a nível global, a simulação consegue reproduzir a atividade de uma usina sucroalcooleira. Os erros apresentados na Tabela 5.14 não são significativos, considerando a robustez do modelo de simulação e a quantidade de variáveis envolvidas.

O modelo de simulação, também permite avaliar o balanço de vapores da usina, desta forma considerando a distribuição de vapores de processo apresentada na Seção 2.10, no caso do cenário Maio tem-se uma distribuição de vapores conforme a Figura 5.3.

O mesmo balanço apresentado na Figura 5.3 pode ser representado em forma de tabela, para facilitar a identificação dos vapores disponíveis para fornecer a um ciclo de absorção. Desta forma na Tabela 5.15 apresenta-se o balanço de vapores da usina, por módulo de produção, onde os número negativos e positivos indicam o consumo e a geração

Tabela 5.14: Resultados indicadores globais de produção

Cenário		Produção		UNICOP	Eficiência Industrial
		Açúcar	A. Anidro		
Maio	Simulação	934,18 t	464,88 m <sup>3</sup>	2,40	88,5 %
	Laboratório	936,05 t	461,90 m <sup>3</sup>	2,43	89,5 %
	Erro	1,87 t	2,98 m <sup>3</sup>	0,03	1,00 %
Julho	Simulação	1295,85 t	466,56 m <sup>3</sup>	2,83	91,60 %
	Laboratório	1290,00 t	468,32 m <sup>3</sup>	2,85	91,18 %
	Erro	5,85 t	1,76 m <sup>3</sup>	0,02	0,42 %
Setembro	Simulação	1000,82 t	499,88 m <sup>3</sup>	2,61	88,28 %
	Laboratório	1000,60 t	497,82 m <sup>3</sup>	2,60	88,06 %
	Erro	0,22 t	2,06 m <sup>3</sup>	0,01	0,22 %
Novembro	Simulação	761,04 t	336,72 m <sup>3</sup>	2,11	91,66 %
	Laboratório	758,82 t	327,80 m <sup>3</sup>	2,09	90,73 %
	Erro	2,22 t	8,92 m <sup>3</sup>	0,02	0,93 %

do recurso energético, respetivamente.

As distribuições e balanços de vapores para os outros cenários simulados, encontram-se detalhados nas Figuras 5.4 a 5.6 e nas Tabelas 5.16 a 5.18.

Nos balanços de vapores apresentados nas Tabelas 5.15 a 5.18 mostram um alto consumo de vapor de escape pelo módulo de destilação. Esta situação deve-se à instalação de um concentrador de vinhaça na usina de Potirendaba, equipamento que começou a operar na safra 2008, período no qual foi desenvolvido o presente estudo. Desta modo o concentrador de vinhaça aumenta o consumo médio de vapor de escape na destilação em 70 toneladas por hora.

Outra situação a considerar no balanço de vapores é o fato de que no período de estudo na usina de Potirendaba existia uma superabundância de vapor de escape, por isso as tubulações que conduziam deste vapor não estavam isoladas, fazendo que parte do vapor condensasse na mesma tubulação. Esta situação de superabundância sera corrigida nas safras posteriores pela instalação de uma turbina de condensação que permitira aproveitar o conteúdo energético do vapor de escape.

## 5.7 Conclusões

No presente capítulo foi apresentada a ferramenta utilizada para simular os sistemas térmicos de uma usina sucroalcooleira. Foram descritas as características da plataforma utilizada e os principais passos seguidos na implementação da simulação em ASPEN Plus.

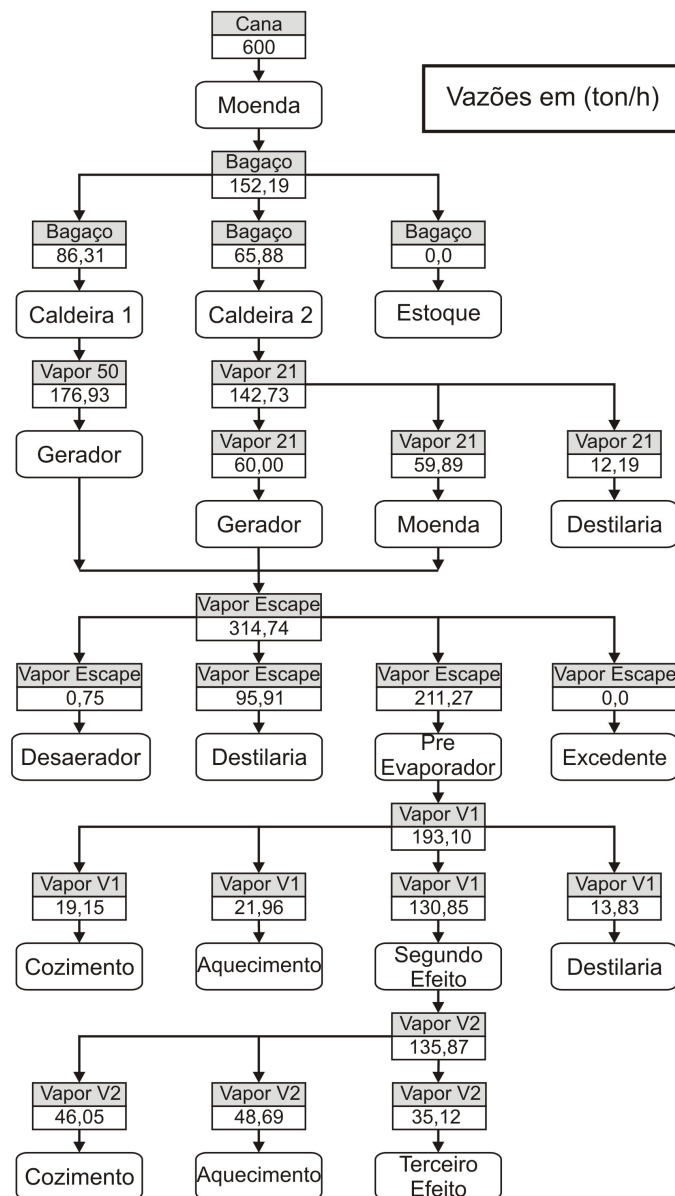


Figura 5.3: Distribuição de vapores cenário Maio

Tabela 5.15: Balanço de vapores no cenário Maio

Módulo	Vapor 50 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor 21 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor Escape	Vapor V1	Vapor V2
MO		-59,89	59,89		
TC				-21,96	-48,69
EV			-211,27	62,25	99,77
CO				-19,15	-46,05
FE					
DE		-12,19	-95,91	-13,83	
CA 1	176,93	-9,30	9,30		
CA 2		142,73	7,27		
CG	-176,93	-60,00	236,93		

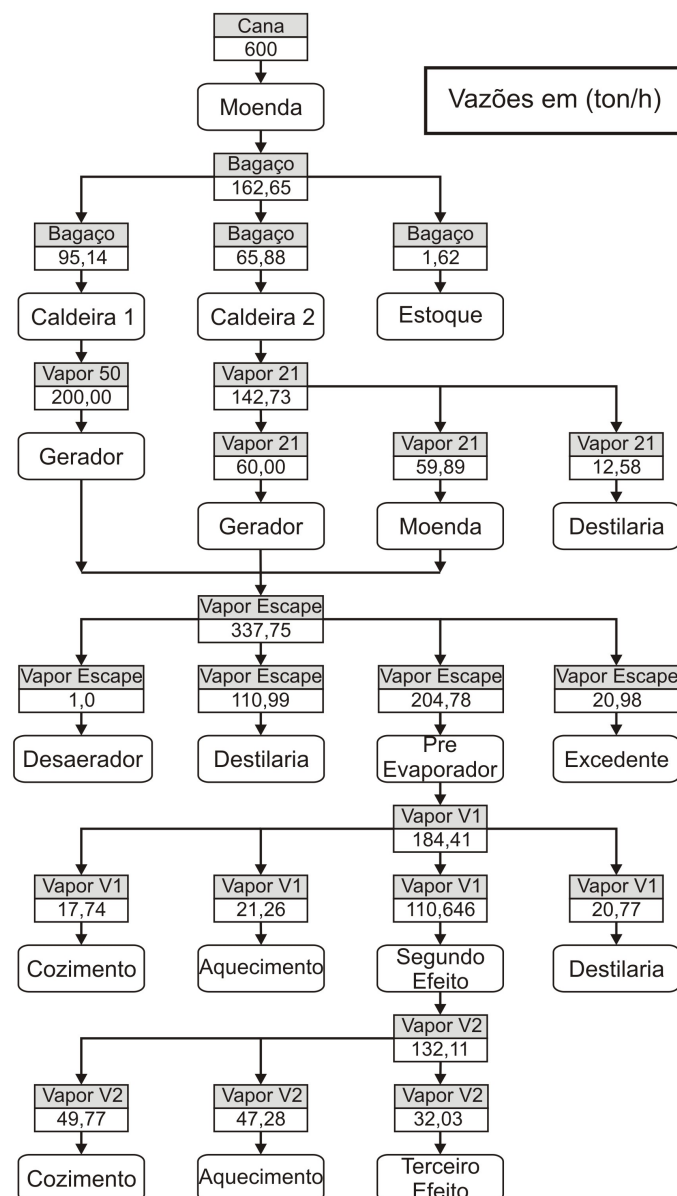


Figura 5.4: Distribuição de vapores no cenário Julho

Tabela 5.16: Balanço de vapores no cenário Julho

Módulo	Vapor 50 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor 21 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor Escape	Vapor V1	Vapor V2
MO		-59,89	59,89		
TC				-21,26	-47,28
EV			-204,79	60,08	97,27
CO				-17,74	-49,77
FE					
DE		-12,58	-115,99	-20,77	
CA 1	200,00	-9,30	9,30		
CA 2		142,73	7,27		
CG	-200,00	-60,00	260,00		



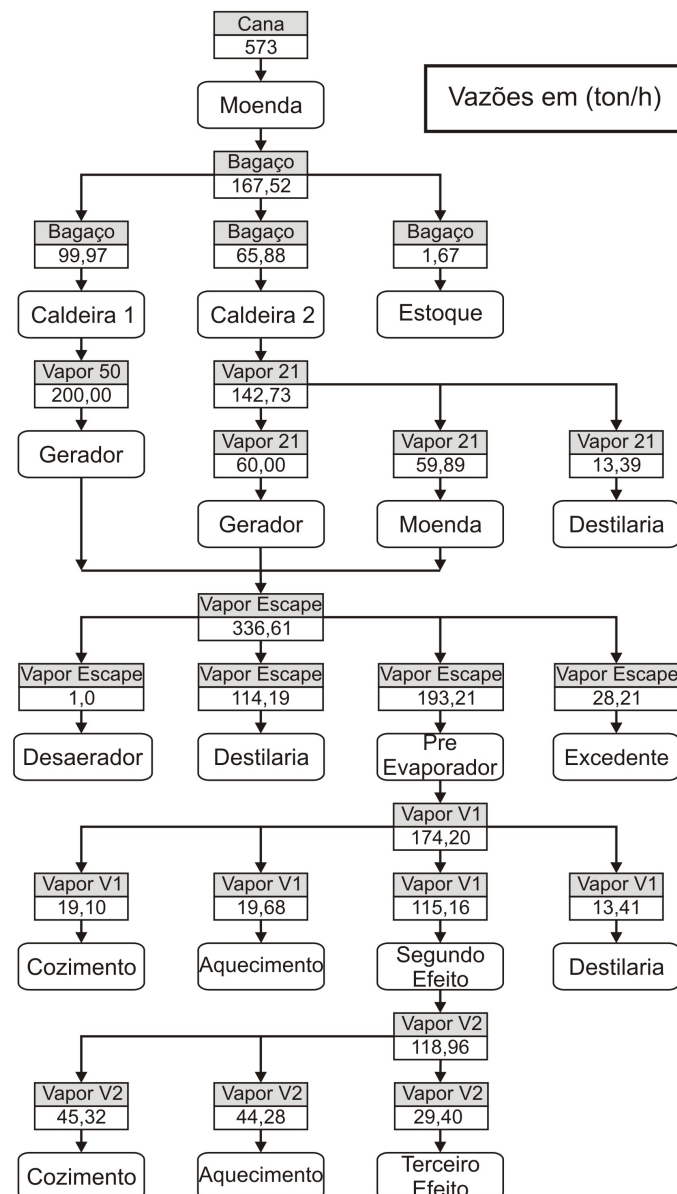


Figura 5.5: Distribuição de vapores no cenário Setembro

Tabela 5.17: Balanço de vapores no cenário Setembro

Módulo	Vapor 50 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor 21 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor Escape	Vapor V1	Vapor V2
MO		-59,89	59,89		
TC				-19,68	-44,28
EV			-193,21	59,05	90,31
CO				-19,10	-45,32
FE					
DE		-13,39	-119,19	-13,41	
CA 1	200,00	-9,30	9,30		
CA 2		142,73	7,27		
CG	-200,00	-60,00	260,00		

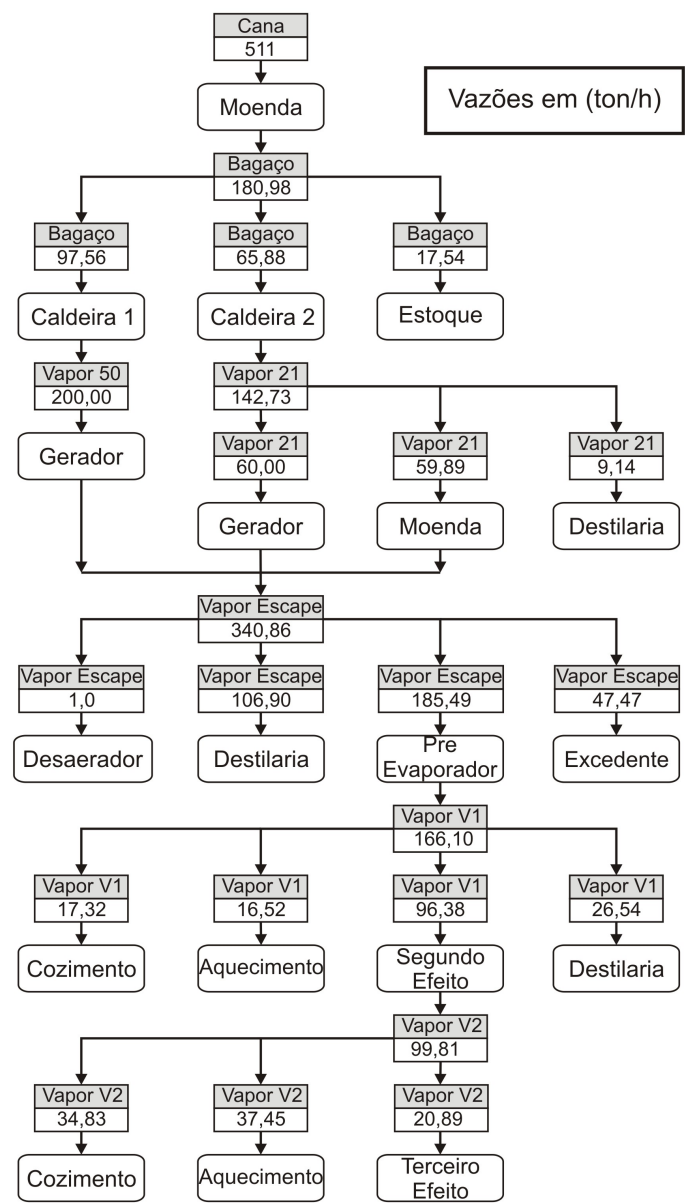


Figura 5.6: Distribuição de vapores no cenário Novembro

Tabela 5.18: Balanço de vapores no cenário Novembro

Módulo	Vapor 50 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor 21 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor Escape	Vapor V1	Vapor V2
MO		-59,89	59,89		
TC				-16,52	-37,45
EV			-185,48	69,73	78,93
CO				-17,32	-34,83
FE					
DE		-9,14	-112,04	-26,53	
CA 1	200,00	-9,30	9,30		
CA 2		142,73	7,27		
CG	-200,00	-60,00	260,00		

Também foram apresentados neste capítulo, os quatro cenários de simulação utilizados para validar o modelo, através da comparação dos resultados com as médias das medições realizadas pelo laboratório da usina de referência nas condições de operação definidas. Em geral os cálculos das simulações mostram que o modelo consegue reproduzir os fenômenos sucroalcooleiros, com exceção do módulo de cozimento, onde as idealizações efetuadas no modelo geram erros significativamente maiores que o desvio padrão das medições de campo.

Através das simulações desenvolvidas foi possível avaliar o balanço e a distribuição de vapores de processo na usina, nos diferentes cenários de produção. Estes resultados serviram de base para a análise econômica desenvolvida no capítulo 6.

## 6 Análise Econômica

Existe consenso na literatura sobre benefícios que traz o resfriamento do processo fermentativo (Phisalaphong *et al.* (2005), Mas *et al.* (2003)). Alguns destes benefícios são a menor contaminação por bactérias, a maior viabilidade da levedura e a maior produção de etanol. Em análises prévias o resfriamento das dornas de fermentação mostra aproximadamente 5% de aumento teórico no rendimento<sup>1</sup> da produção de etanol.

O presente capítulo apresenta uma análise econômica de três alternativas para resfriar as dornas de fermentação, considerando um aumento no rendimento mais conservador do que o enunciado anteriormente. Desta forma, avaliam-se as seguintes opções: resfriamento por ciclo de absorção, resfriamento por ciclo de compressão mecânica de vapores e um sistema híbrido entre as duas alternativas anteriores.

### 6.1 Resfriamento de Dornas de Fermentação

Para realizar a avaliação econômica das alternativas de resfriamento de dornas de fermentação, foram desenvolvidas simulações nos quatro cenários de produção utilizados no Capítulo 5. Em uma abordagem conservadora, o incremento no rendimento fermentativo, consequência do resfriamento nas dornas, foi considerado igual a 2%, o que se traduz em um aumento de 0,4°GL no teor alcoólico do vinho. Através das simulações desenvolvidas, calculam-se as cargas de refrigeração apresentadas na Tabela 6.1, as quais determinam o calor que deve ser retirado das dornas de fermentação para manter a temperatura do processo constante e igual a 32 °C.

Os sistemas de resfriamento das dornas de fermentação consideram-se sob uma configuração segundo apresentado na Figura 6.1, onde o bloco denominado "Sistema de Refrigeração" representa as alternativas de resfriamento analisadas no presente trabalho. Os sistemas analisados consideram-se em série com as torres de refrigeração, desta forma

---

<sup>1</sup>O rendimento fermentativo é calculado considerando o etanol produzido na fermentação e o valor máximo teórico

Tabela 6.1: Calor a ser retirado para manter  $T = 32\text{ }^{\circ}\text{C}$ 

Cenário	Carga de refrigeração [kW]
Maio	4620
Julho	4368
Setembro	4860
Novembro	3804

resfria-se a água que passa pelos trocadores de calor de cada dorna de fermentação.

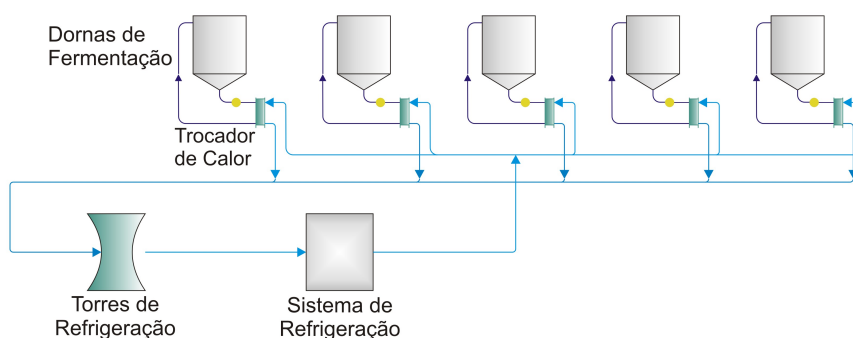


Figura 6.1: Configuração do sistema de resfriamento das dornas de fermentação

Segundo o balanço de vapores apresentado no Capítulo 5 existem somente duas fontes de aquecimento disponíveis para fornecer ao ciclo de absorção: condensados de vapor de processo ( $\sim 95^{\circ}\text{C}$ ) e vapor de escape. Utilizando as simulações para o novo cenário de usina (com resfriamento nas dornas de fermentação), avalia-se a disponibilidade destas fontes de aquecimento em cada cenário de produção. Desta forma, na Tabela 6.2 apresentam-se as vazões de vapor de escape e de água condensada, disponíveis por cenário de simulação.

Tabela 6.2: Disponibilidade de fontes de aquecimento

Cenário	Água condensada [ton/h]	Vapor de Escape [ton/h]
Maio	275	0,0
Julho	272	18,70
Setembro	248	23,17
Novembro	189	44,13

Na presente análise foram consideradas três configurações que permitem retirar as cargas de resfriamento apresentadas na Tabela 6.1, um ciclo e absorção com capacidade nominal igual à máxima demanda de resfriamento (4860 kW, no cenário Setembro), um ciclo de compressão mecânica de vapores, com a mesma capacidade de resfriamento do caso anterior, e um sistema híbrido composto por um ciclo de absorção, com capacidade de

resfriamento igual à máxima potência fornecida pela vazão água condensada, e um ciclo de compressão mecânica que permite suprir o resfriamento faltante. A seguir apresentam-se as características destes sistemas, detalhando as características de cada um.

### 6.1.1 Ciclo de Absorção

Para a avaliação econômica foi considerado um ciclo de absorção de simples efeito, utilizando uma solução brometo de lítio e água como fluido de trabalho. O desempenho deste resfriador, nas condições de operação de uma usina sucroalcooleira, foi avaliado simulando o ciclo em ASPEN Plus, conforme o fluxograma da Figura 6.2. Desta forma obtém-se um coeficiente de desempenho (COP) do ciclo próximo a 0,8 nas diferentes condições de operação.

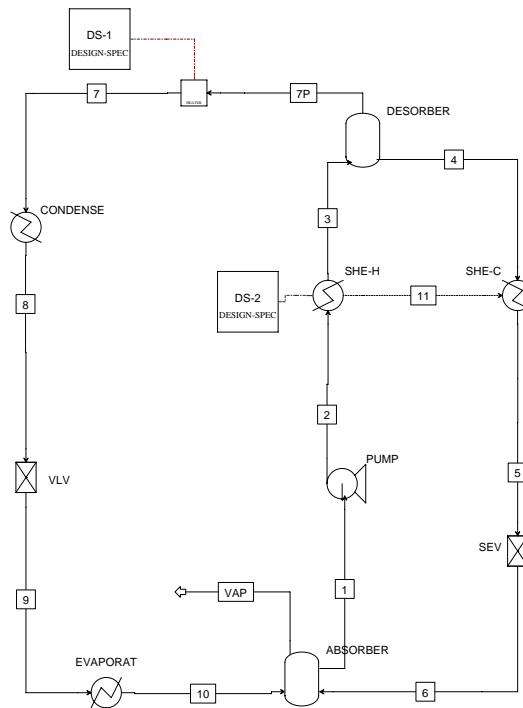


Figura 6.2: Fluxograma de simulação ciclo de absorção

Segundo o apresentado na Tabela 6.2 existem duas fontes de aquecimento disponíveis na usina para fornecer ao ciclo de absorção. Porém deve-se considerar uma maior utilização de condensado, devido ao fato deste recurso não ter utilização direta na usina, enquanto o vapor de escape excedente pode ser utilizado em outros processos ou ainda em uma turbina de condensação para geração elétrica. Desta forma, determina-se a capacidade de resfriamento do ciclo de absorção utilizando o condensado como fonte de aquecimento, conforme apresenta a Tabela 6.3 para os quatro cenários de simulação.

Tabela 6.3: Capacidade de resfriamento do ciclo de absorção utilizando condensado

Cenário	Capacidade de resfriamento [kW]
Maio	2791
Julho	2760
Setembro	2517
Novembro	1918

Segundo os resultados da Tabela 6.3, os condensados de vapor de processo não são suficientes para gerar todo o efeito de resfriamento necessário nas dornas de fermentação, portanto considera-se a utilização do vapor de escape excedente como complemento à carga de resfriamento gerada pela água condensada. Se o vapor de escape circular por um condensador, fornecendo o calor latente ao ciclo de absorção, tem-se um efeito de resfriamento de 440kW por tonelada de vapor de escape fornecida ao ciclo. Desta forma, para realizar o efeito de resfriamento que as dornas de fermentação precisam, o ciclo de absorção deve utilizar parte do vapor de escape excedente, disponível atualmente na usina. Porém, no cenário Maio não existe excedente de vapor de escape, deve-se retirar vapor da turbina do gerador secundário para suprir o vapor faltante na linha de vapor de escape, diminuindo a eletricidade vendida pela usina.

O custo específico considerado para um resfriador de ciclo de absorção é de US\$450 por tonelada de refrigeração para resfriadores com potência acima de 1000 toneladas de refrigeração (RSMEANS.CO.INC., 2008). Já o custo de instalação do equipamento segundo Goodheart (2000) é de aproximadamente 25% do custo do equipamento.

### 6.1.2 Ciclo de Compressão Mecânica de Vapores

Outra alternativa para resfriar os reatores de fermentação é a instalação de um resfriador convencional de compressão mecânica de vapores. Esta alternativa possui a vantagem de um menor custo de investimento e maior COP. Porém, o consumo elétrico do compressor do ciclo, diminui a venda de eletricidade da usina.

Na presente avaliação econômica, considera-se um resfriador industrial com capacidade de resfriamento igual a 4860kW, que corresponde à máxima carga térmica a retirar das dornas de fermentação. Configurando um ciclo de compressão mecânica de vapores no ASPEN Plus, avalia-se o desempenho do ciclo, o qual utiliza amônia como refrigerante, nas condições de operação requeridas. Desta forma obtém-se um COP do ciclo próximo a 5,5. Este resultado foi confirmado através do *software* VapCyc, desenvolvido pela universidade

de Maryland.

O custo específico do resfriador segundo RSMMeans.Co.Inc. (2008) é US\$300 por tonelada de refrigeração para resfriadores industriais e o custo de instalação corresponde a 30% do custo do equipamento (GOODHEART, 2000).

### 6.1.3 Sistema Híbrido

Com o intuito de aproveitar a energia contida nos condensados de vapores de processos e também aproveitar o melhor desempenho do ciclo de compressão mecânica, propõe-se um sistema híbrido entre absorção e compressão mecânica. O sistema é constituído por dois ciclos de menor capacidade que os considerados nas seções anteriores, um ciclo de absorção com capacidade de refrigeração nominal igual a 2791kW (máximo efeito de resfriamento obtido pela utilização dos condensados) e um ciclo de compressão mecânica com capacidade suplementar igual a 2343kW. Desta forma, os dois resfriadores são conetados em série, de forma que o ciclo de absorção opere em regime estacionário aproveitando a energia disponível na água condensada, enquanto o resfriador mecânico supre a carga de refrigeração restante.

No caso desta configuração consideram-se os mesmos custos específicos para os ciclos de absorção e compressão mecânica de vapores enunciados nas seções anteriores.

## 6.2 Parâmetros Econômicos

A metodologia de cálculo da avaliação econômica desenvolvida no presente trabalho é baseada na realização de uma Demonstração de Resultados do Exercício (DRE), considerada idêntica para cada ano da vida útil do projeto. A DRE repetida anualmente origina o fluxo de caixa do investimento (FLEISCHER, 1988). Desta forma, a DRE considera as receitas e custos esperados do projeto, incluindo depreciação e imposto de renda e cujo resultado final é o Lucro Líquido Anual do projeto. Com base neste fluxo de caixa calcula-se o Valor Presente Líquido (VPL) do investimento, indicador que será utilizado para comparar as diferentes alternativas de resfriamento das dornas de fermentação

Para desenvolver a DRE foram necessário definir as seguintes premissas:

- Vida útil: Define-se a vida útil do projeto em dez anos, sendo este o período de avaliação.



- Safra: A duração da safra se estabelece em 240 dias, onde cada um dos quatro cenários de produção tem duração de 60 dias.
- Preço do Etanol: Considera-se R\$800 por metro cúbico, valor no qual o preço do etano, tem oscilado nos últimos anos.
- Tarifa de Energia Elétrica: Adota-se o valor normativo de referência ANEEL para centrais termoelétricas a biomassa, corrigido para o mês de Janeiro de 2009, R\$133,41 por MWh (ANEEL, 2008).
- Depreciação: Utiliza-se depreciação linear ao longo da vida útil.
- Imposto de renda: Segundo a alíquota de pessoa jurídica, 15% do lucro real.
- Taxa de custo do capital: Conforme a taxa de desconto utilizada nos projetos sucroalcooleiros, 15%.

## 6.3 Resultados

Utilizando a metodologia da DRE, foram obtidos os valores dos VPL de cada alternativa de resfriamento. Nesta primeira aproximação faz-se evidente que todas as alternativas são viáveis obtendo todas um VPL acima dos 10 milhões de Reais. Em particular para o caso do ciclo de absorção obtém-se um VPL de 11,07 milhões de Reais, para o resfriador mecânico 10,86 milhões de Reais e para o sistema híbrido 11,25 milhões de Reais, sendo esta última a alternativa mais rentável.

Na Figura 6.3 observa-se a evolução do VPL no período de avaliação para cada uma das alternativas de refrigeração. O tempo de retorno do investimento é próximo a um ano em todas as alternativas.

Se for considerado o incremento de rendimento sugerido pela literatura (5%) o VPL das três alternativas de resfriamento projeto aumenta consideravelmente, alcançando os 20 milhões de reais. A Figura 6.4 apresenta a evolução do VPL para as alternativas analisadas, onde a melhor alternativa continua sendo o sistema de resfriamento híbrido. Nesta situação de maior rendimento fermentativo, próximo ao limite teórico, o tempo de retorno do investimento é inferior a um ano.

Com o intuito de conhecer o valor mínimo do incremento no rendimento fermentativo, o qual justifica o investimento no equipamento de absorção, desenvolveram-se simulações procurando o rendimento que obtém VPL igual a zero no período de avaliação. Desta

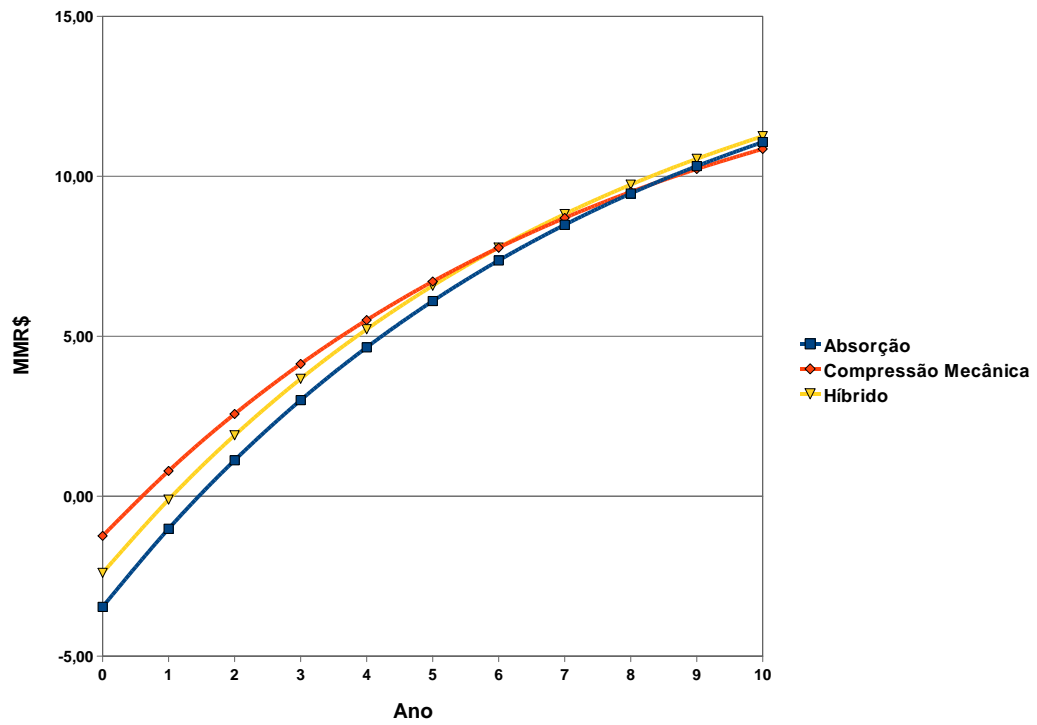


Figura 6.3: Evolução do VPL no período de avaliação

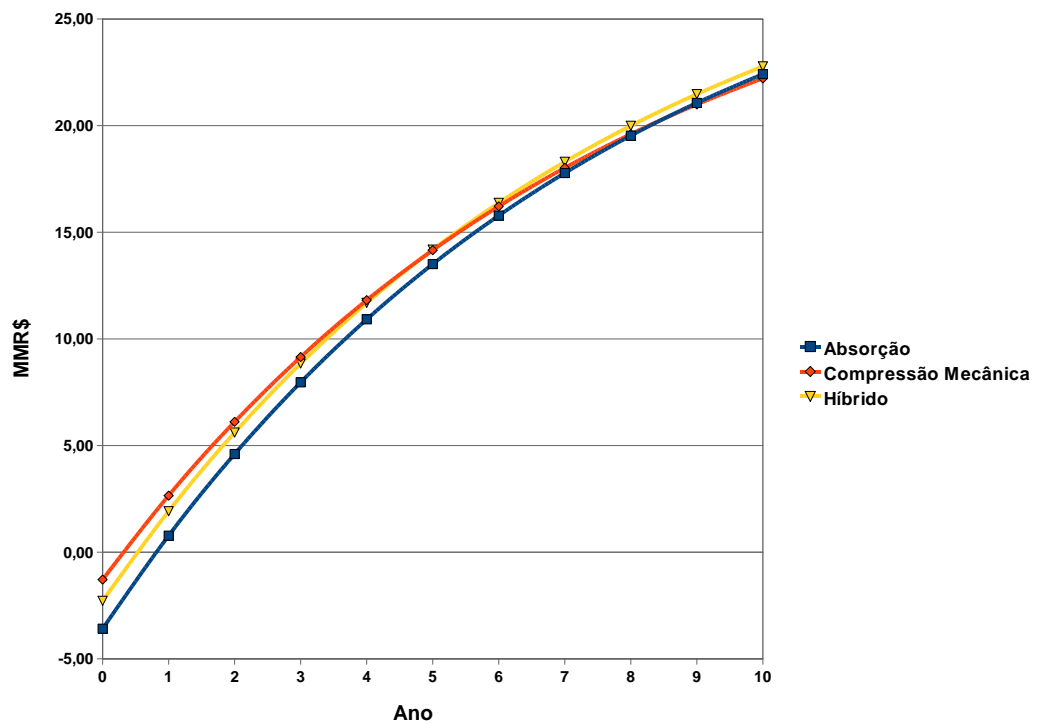


Figura 6.4: Evolução do VPL com aumento no rendimento fermentativo de 5%

análise, conclui-se que o projeto de resfriamento de dornas de fermentação começa a ser viável a partir de um incremento de 0,66% no rendimento fermentativo, conforme demonstrado na Figura 6.5.

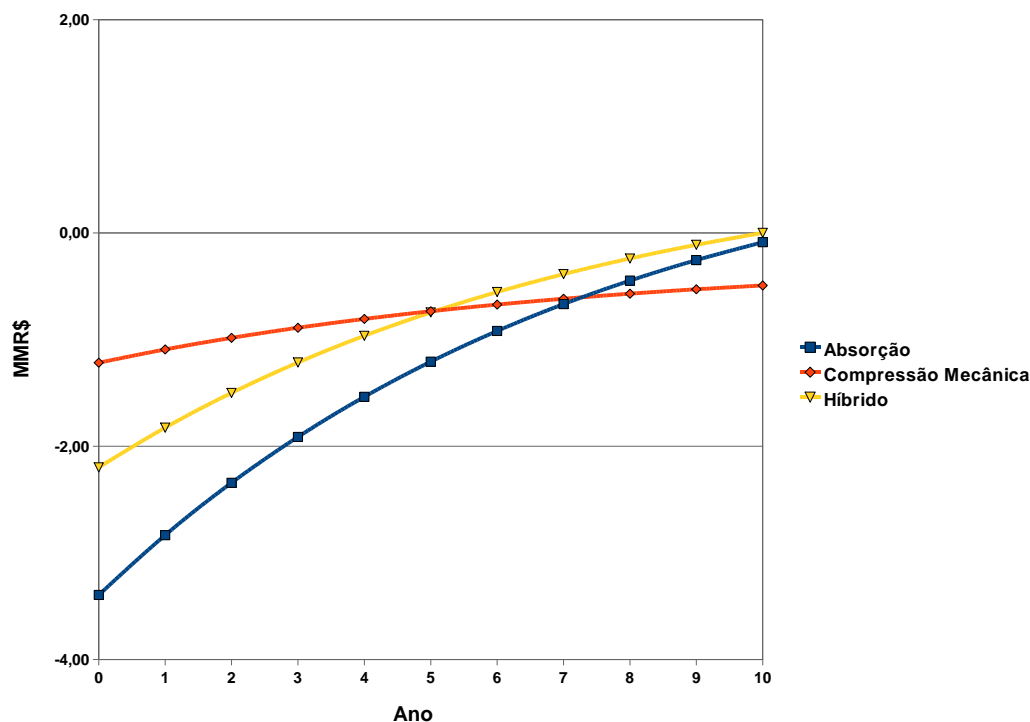


Figura 6.5: Evolução do VPL com aumento no rendimento fermentativo de 0,66%

A fim de realizar uma análise econômica conservadora, nas avaliações posteriores considera-se um aumento no rendimento fermentativo de somente 2%.

### 6.3.1 Análise de Sensibilidade

A fim de avaliar a sensibilidade do VPL das alternativas de refrigeração em função de das premissas definidas, realiza-se um estudo da variação deste parâmetro em função da taxa de desconto, do preço do etanol e do preço da eletricidade.

A taxa de desconto é um indicador econômico que manifesta o retorno mínimo esperado em investimentos de risco comparável ao projeto analisado. Mas o valor da taxa de desconto varia segundo as condições específicas do mercado, portanto é importante avaliar o comportamento do VPL do projeto perante variações da taxa de desconto. Com efeito, foi realizada uma análise de sensibilidade variando-se dois pontos percentuais na taxa de desconto, do que obtém-se os resultados do VPL para cada alternativa expostos na Figura 6.6.

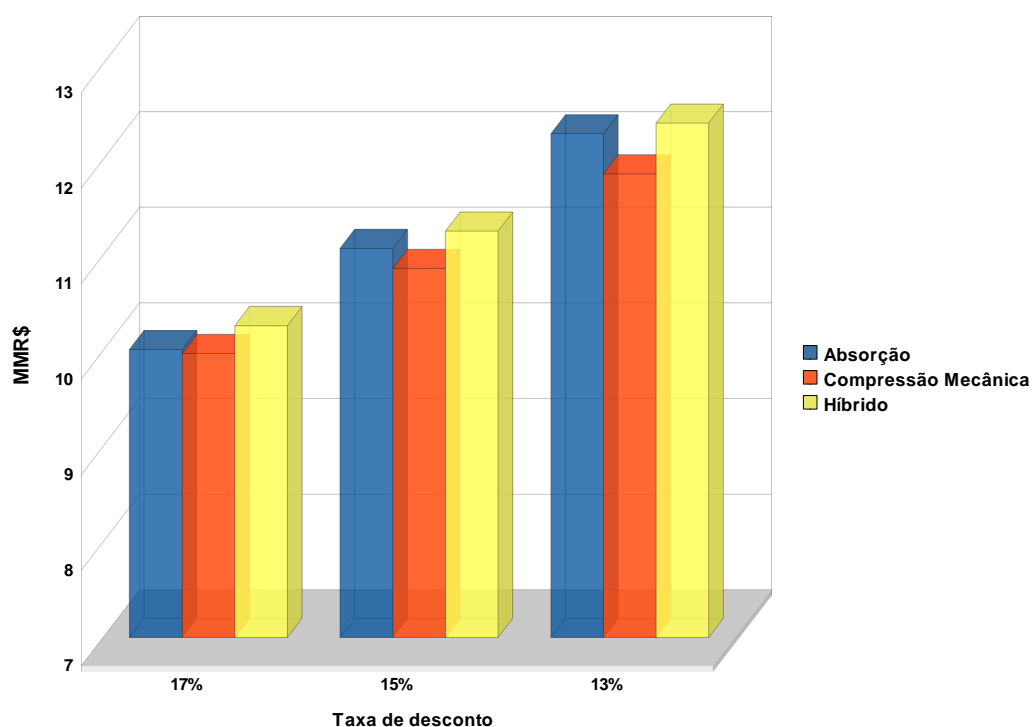


Figura 6.6: Sensibilidade do VPL com a taxa de desconto

Na Figura 6.6, observa-se uma maior sensibilidade à taxa de desconto por parte do ciclo de absorção puro. Isto explica-se pelo investimento inicial desta alternativa, o qual é consideravelmente superior do que nas outras opções.

Outro parâmetro importante a se considerar em uma análise de sensibilidade é o preço de mercado dos produtos comercializados. Com efeito, também analisou-se o comportamento do VPL em função de variações nos preços do álcool anidro e da eletricidade. A primeira análise foi realizada avaliando o VPL de todas as alternativas estudadas em um cenário de preço do álcool 10% superior ao considerado na avaliação inicial, ou seja R\$880 por metro cúbico. A Figura 6.7 ilustra o resultado desta análise, onde observa-se um aumento no VPL final dos projetos. Todavia a alternativa híbrida continua sendo a mais rentável.

Considerando-se a mesma análise anterior para um preço do álcool 10% inferior da premissa inicial, ou seja R\$720 por metro cúbico, obtem-se os VPL apresentados na Figura 6.8, onde são observadas mudanças no valor final do VPL mas a melhor alternativa continua sendo o sistema híbrido.

Da mesma forma como foi analisada a sensibilidade do VPL em função do preço do álcool anidro, realiza-se uma análise em função do preço da eletricidade. Em efeito a

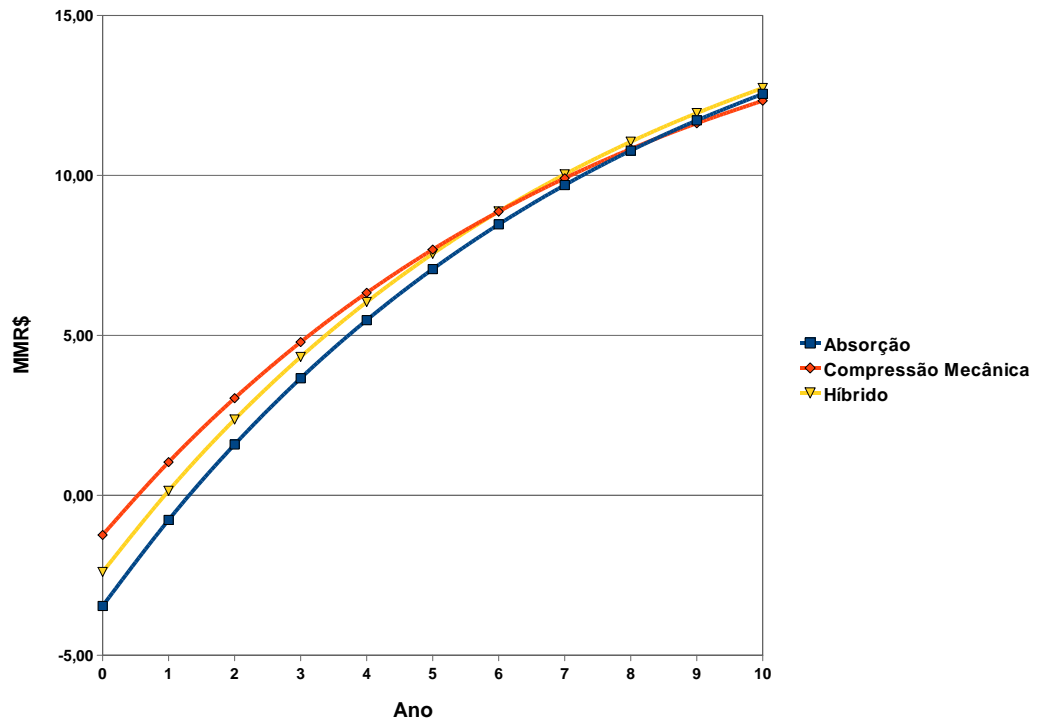


Figura 6.7: Evolução do VPL considerando R\$880/m³

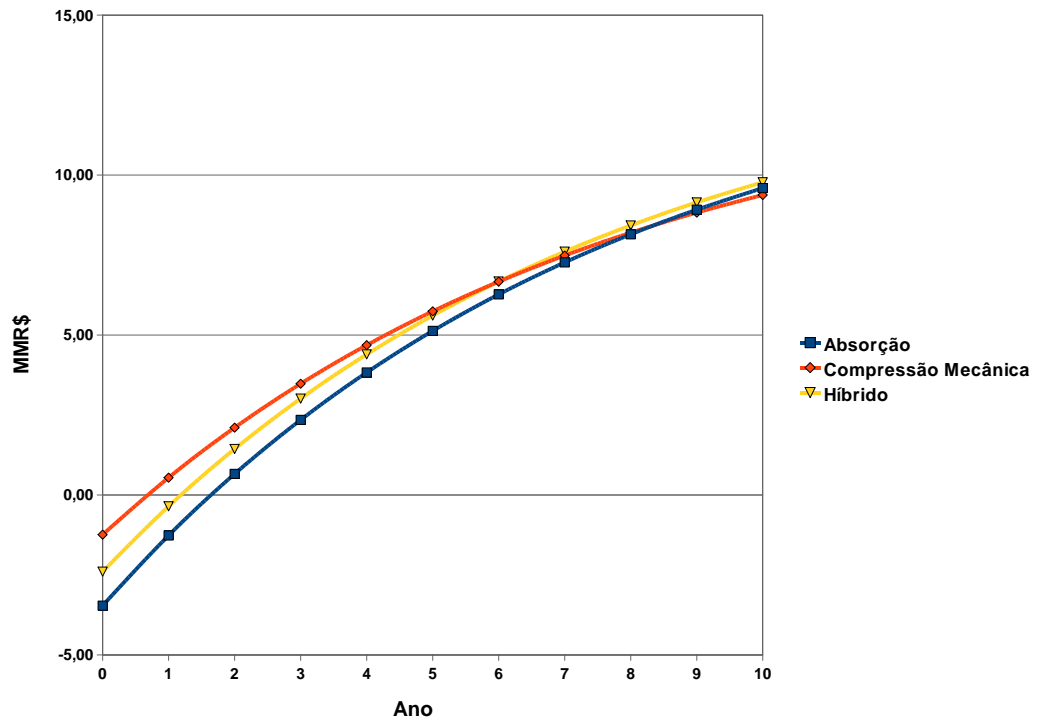


Figura 6.8: Evolução do VPL considerando R\$720/m³

Figura 6.9 apresenta a evolução do VPL das alternativas de resfriamento para um cenário com preço da eletricidade igual a R\$145 por MWh. Neste caso, o VPL final da opção de resfriamento por ciclo de absorção aproxima-se ao sistema híbrido, sendo as alternativas praticamente equivalentes.

Na Figura 6.10 apresenta-se a evolução do VPL das opções de resfriamento para um cenário com preço da eletricidade igual a R\$125 por MWh. Neste caso porém, as alternativas de compressão mecânica de vapores e o ciclo de absorção são equivalentes, sendo que o sistema híbrido representa a opção de maior rentabilidade.

O último parâmetro econômico analisado foi o custo de investimento das diferentes alternativas, já que estes custos foram considerados específicos por capacidade de resfriamento e não obedecem a custos de sistemas reais. Com efeito, para uma variação de 10% nos custos específicos dos sistemas de absorção e mecânico, obtém-se as evoluções do VPL conforme ilustrado nas Figuras 6.11 a 6.14.

Essas figuras mostram que, mesmo com as variações aplicadas nos custos de investimento (as quais modificam o VPL final de cada alternativa), a opção do sistema híbrido sempre é a mais rentável.

## 6.4 Otimização do Sistema Híbrido

Através das análises de sensibilidade apresentados na seção anterior, confirma-se que o sistema híbrido é a melhor opção em todas as situações de mercado analisadas. Contudo, a distribuição das capacidades de cada sistema que conforma a alternativa híbrida foi definida arbitrariamente, a fim de utilizar o máximo da energia disponível nos condensados. Existe portanto a possibilidade de otimizar esta distribuição de forma de maximizar o lucro.

O problema foi resolvido pelo método de Newton, onde as derivadas numéricas do gradiente foram aproximadas pelo método da secante. A solução resultou em uma configuração que maximiza o VPL. Resultou por conseguinte, uma capacidade do ciclo de absorção igual a 2517kW e uma capacidade para o ciclo de compressão mecânica igual a 2343kW. O VPL correspondente resultou em 11,35 milhões de reais.

A Figura 6.15 ilustra o comportamento da função de ganho financeiro, fornecido pelo sistema híbrido, em função da potência do resfriador por ciclo de absorção.

A Figura 6.15 permite concluir que quanto menor for a potência do ciclo de absorção,

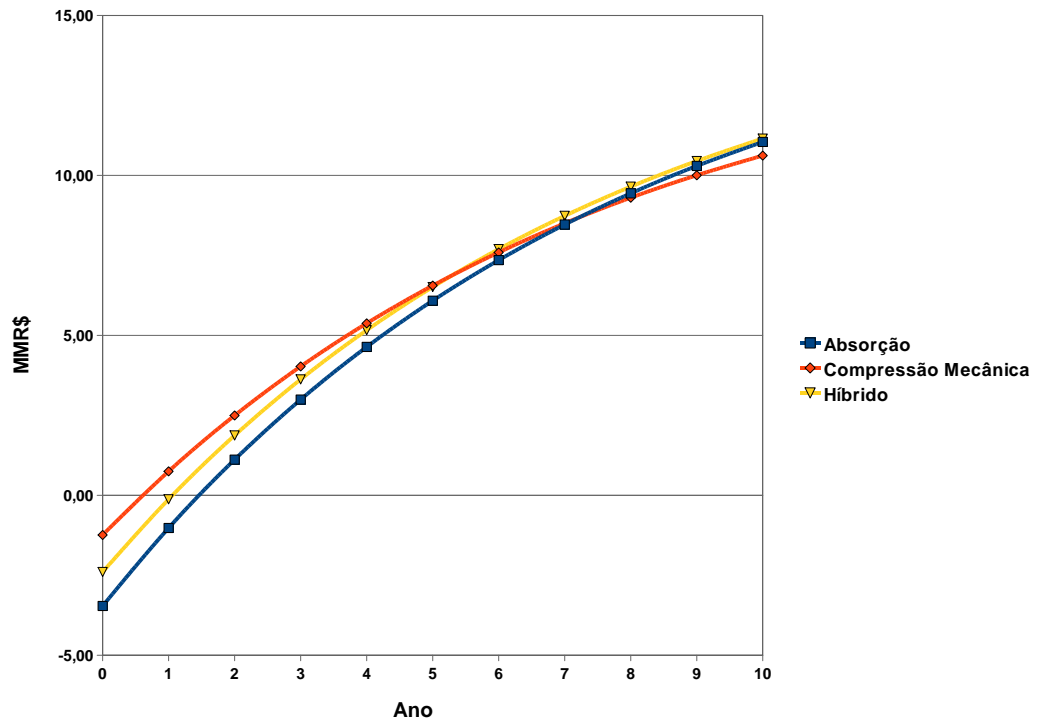


Figura 6.9: Evolução do VPL considerando R\$145/MWh

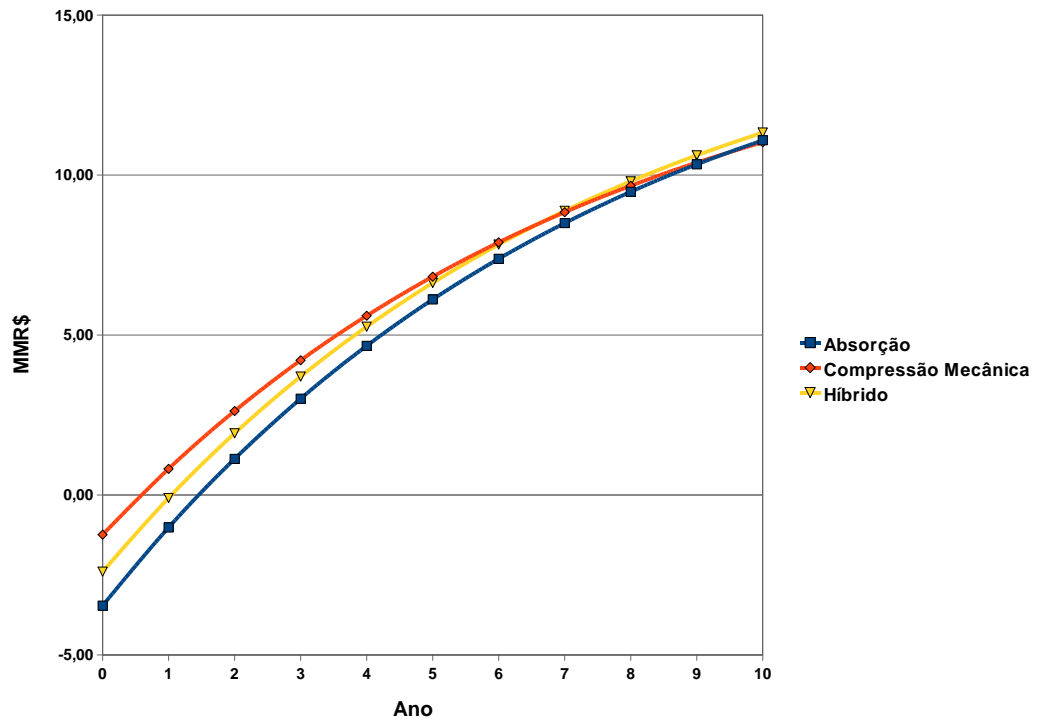


Figura 6.10: Evolução do VPL considerando R\$125/MWh

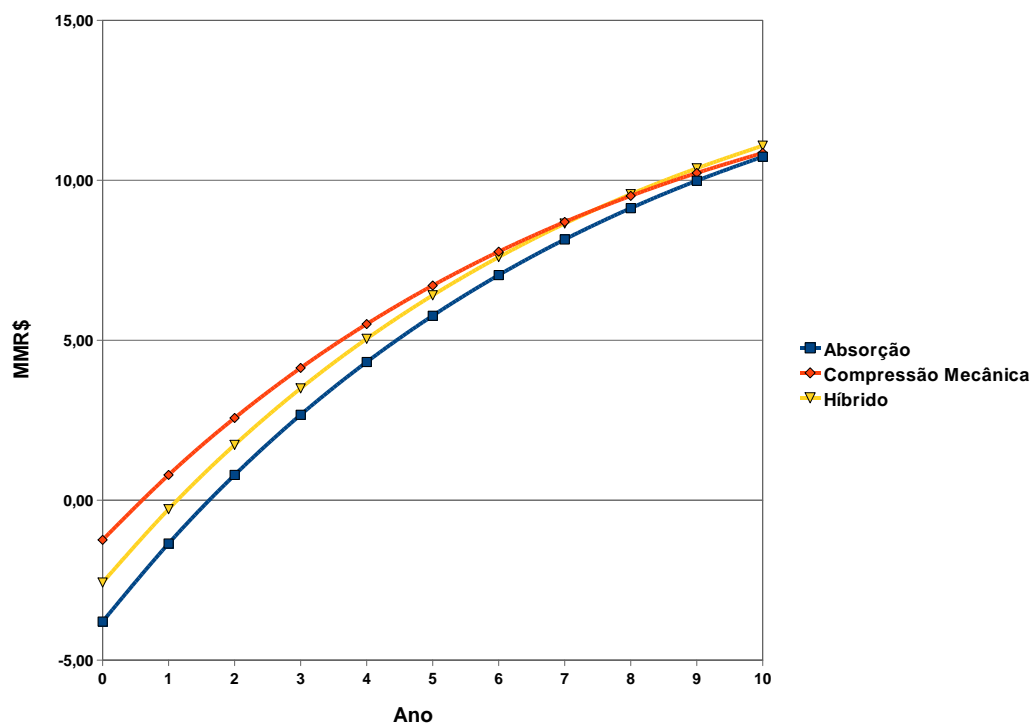


Figura 6.11: Evolução do VPL considerando custo do ciclo de absorção 10% maior

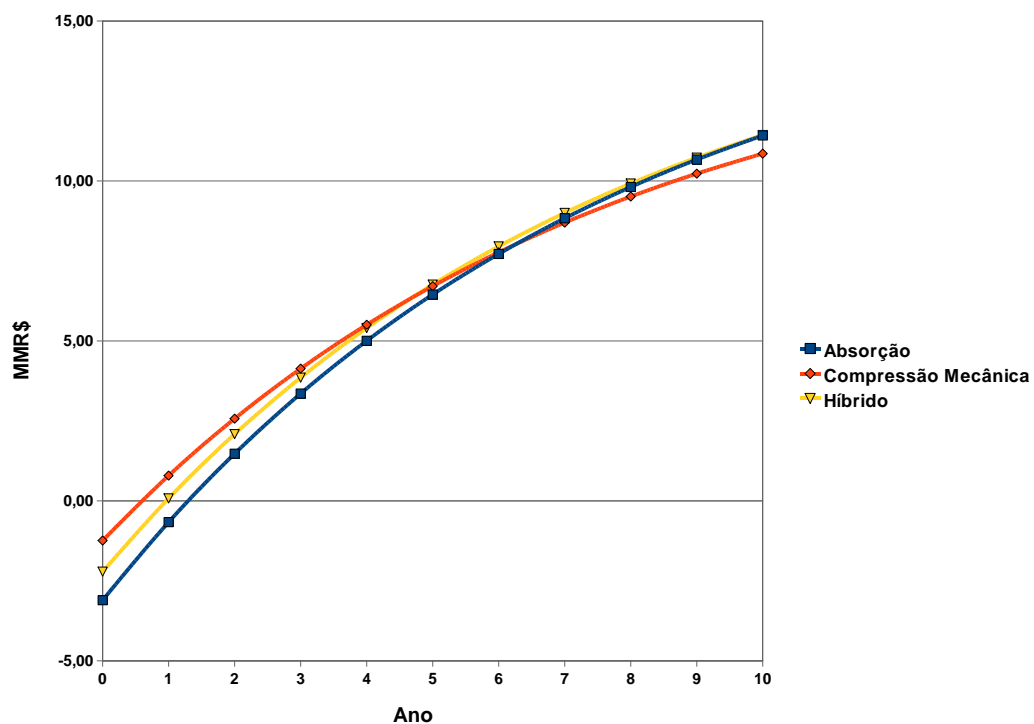


Figura 6.12: Evolução do VPL considerando custo do ciclo de absorção 10% menor



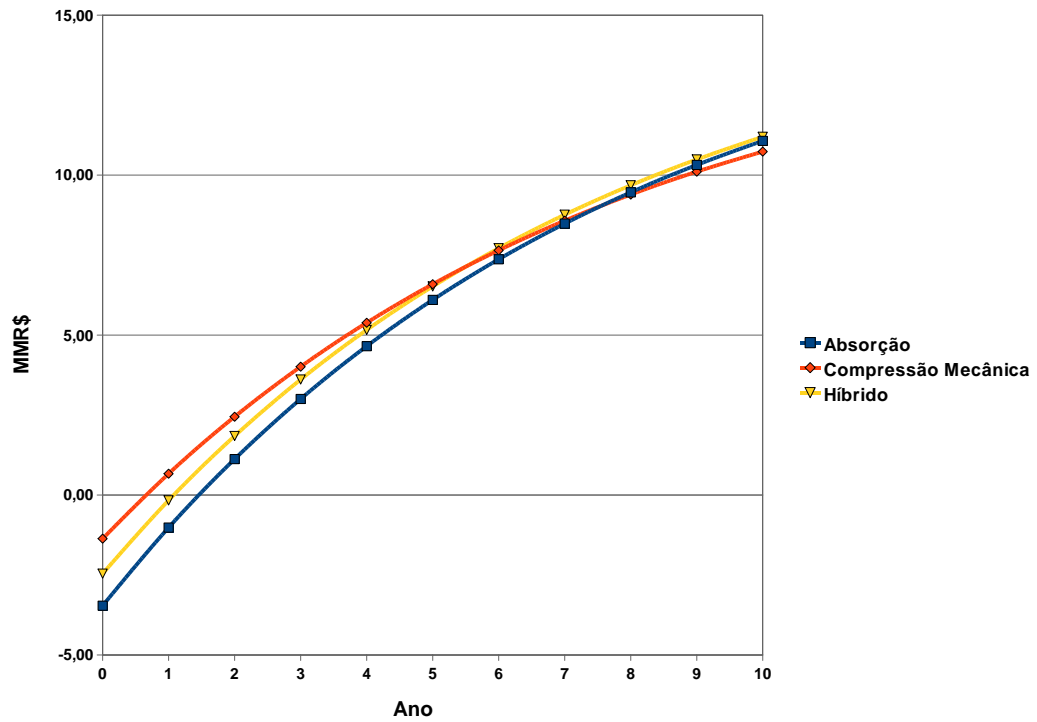


Figura 6.13: Evolução do VPL considerando custo do ciclo de compressão mecânica 10% maior

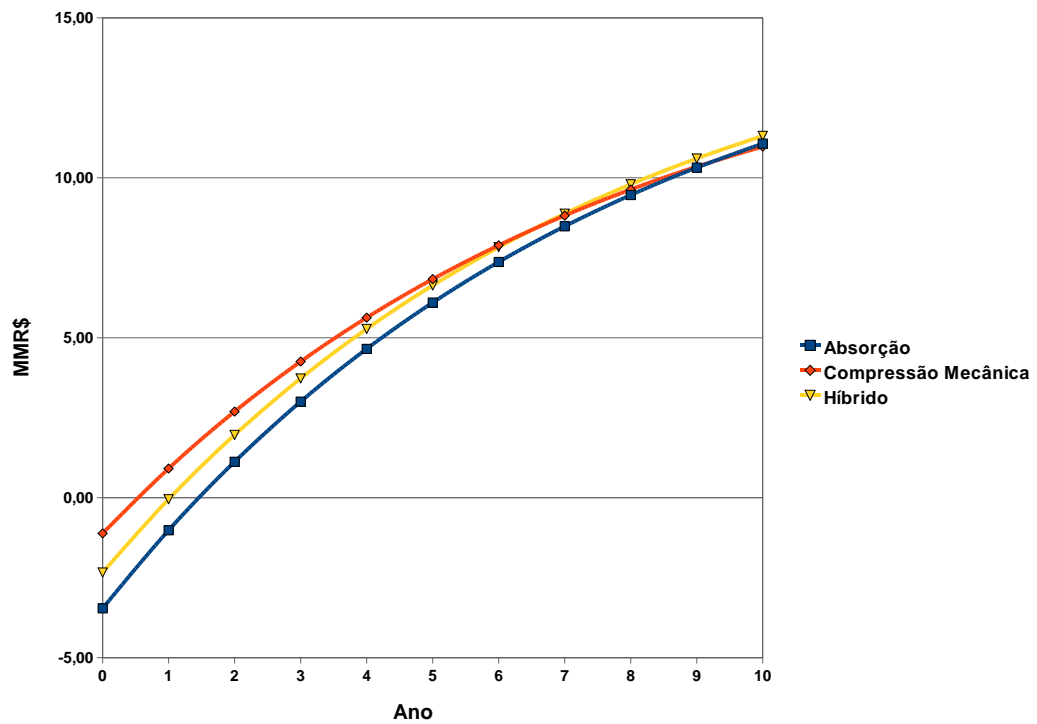


Figura 6.14: Evolução do VPL considerando custo do ciclo de compressão mecânica 10% menor

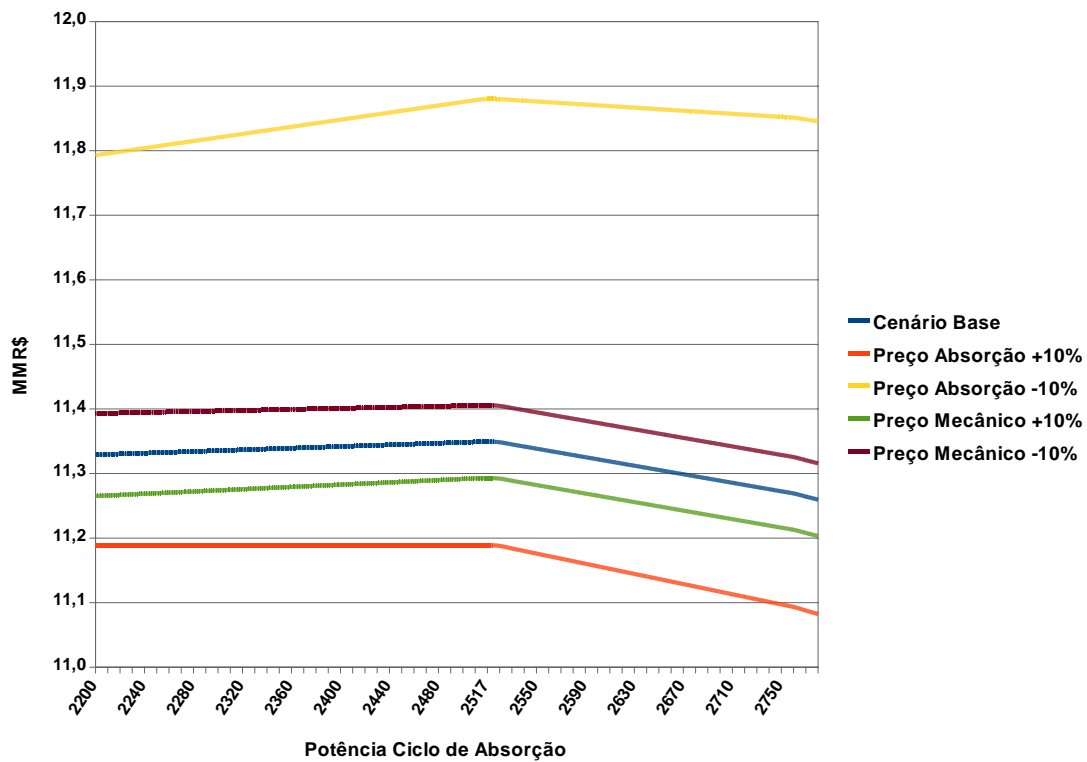


Figura 6.15: VPL do sistema híbrido em função da potência do sistema de absorção

maior será o custo operacional do sistema devido ao consumo elétrico. Observa-se que na circunstância de a potência do ciclo de absorção ser superior à potência de refrigeração oriunda da água condensada de vapores de processo, o ganho financeiro é menor. A redução do ganho financeiro decorre basicamente do fato de que o ciclo de absorção demandar incremento de vapor das turbinas, a partir do ponto de máximo de VPL, além do que, energia elétrica é demandada para assegurar a capacidade de refrigeração necessária. Considere-se ainda que o coeficiente de desempenho do ciclo de absorção é muito inferior ao coeficiente de desempenho do ciclo de compressão mecânica, o que explica a razão pela qual o VPL é consideravelmente reduzido a partir do ponto de máximo. Leve-se em consideração que a demanda de energia elétrica do ciclo de compressão mecânica, depende inversamente do coeficiente de desempenho. Por conseguinte, o peso financeiro do consumo de energia elétrica é muito inferior ao peso do consumo de energia do vapor da turbina. Deve-se considerar ainda que a partir do ponto de ótimo, o peso do custo de capital do sistema de absorção (e por conseguinte seu custo de instalação) passa a onerar o VPL.

## 6.5 Conclusões

No presente capítulo apresentou-se uma análise econômica de três alternativas para resfriar o processo fermentativo. Nas análises foi considerado um aumento no rendimento da fermentação por consequência do resfriamento, conservador em relação as estimativas disponíveis na literatura técnica afim. Mesmo para este cenário conservador, a decisão de resfriar dornas apresenta-se viável para qualquer das alternativas analisadas. Todavia a maior rentabilidade foi alcançada para o caso do sistema híbrido qual seja, composto por um ciclo de absorção em série com um resfriador por compressão mecânica de vapores.

As análises de sensibilidade desenvolvidas para as variações nos parâmetros econômicos, mostram que o sistema híbrido apresenta sempre o maior VPL dentre as três alternativas analisadas. Por esta razão otimizou-se a distribuição das capacidades dos ciclos que compõem o sistema híbrido.

Uma situação possível, mas não considerada na análise, é a compra de bagaço de usinas vizinhas no começo da safra. Esta condição permitiria gerar maior quantidade de eletricidade na primeira parte da safra, além de fornecer um excedente de vapor de escape para alimentar ao ciclo de absorção. Outra situação que não foi considerada na análise é a modificação do grupo gerador secundário para uma turbina de condensação, situação que permitiria aproveitar os excedentes de vapor de escape e incrementar a energia elétrica gerada. A análise destas situações particulares foge ao escopo da presente dissertação.

No sentido de agregar maior aderência da presente simulação aos dados reais da economia de produção, é desejável que se considere um maior número de cenários econômicos. Neste contexto, a robustez do modelo de análise aqui utilizado, nos permite incorporar, sem agregar grande complexidade, outras informações experimentais coletadas ao longo da safra, tais como, variações genéticas das leveduras, variações de temperatura e umidade ambiente e principalmente os parâmetros característicos de natureza energética da cana.

## 7 Conclusões e Sugestões

No presente trabalho propôs-se desenvolver uma ferramenta de simulação de sistemas térmicos, integrando todas as operações produtivas de uma usina sucroalcooleira. Através desta ferramenta procura-se avaliar o desempenho de uma configuração particular da planta industrial. Para isto, foi utilizada a modelagem matemática disponível na literatura das principais operações unitárias envolvidas no processo produtivo de açúcar e álcool.

A plataforma utilizada para desenvolver o modelo de simulação foi o *software* ASPEN Plus, o qual foi adaptado para simular os processos sucroalcooleiros. O modelo de simulação foi organizado em módulos de produção conforme a estrutura das unidades produtivas.

A disposição dos equipamentos e a configuração específica deles, no modelo de simulação, realizou-se utilizando como referência as instalações da unidade Potirendaba da Usina Cerradinho. Já na validação do modelo, foram utilizados os dados do laboratório da planta industrial de Potirendaba. A simulação de processos reproduz todas as operações produtivas da usina e permite calcular a distribuição de vapores de processo na planta industrial, já que estas vazões atualmente não são medidas.

O modelo de simulação fornece uma plataforma sólida para realizar avaliações econômicas das mudanças tecnológicas no processo produtivo. No caso particular deste estudo, foi avaliada a utilização de ciclos de refrigeração para auxiliar o resfriamento de dornas de fermentação, atualmente realizado por torres de refrigeração. Desta forma, foram avaliadas três opções de resfriamento para dornas de fermentação: ciclo de absorção, ciclo de compressão mecânica de vapores e um sistema híbrido composto por estes dois sistemas anteriores.

A avaliação econômica foi desenvolvida através do método denominado DRE (Demonstração de Resultados do Exercício), onde o parâmetro sobre o qual são avaliadas as diferentes alternativas é o Valor Presente Líquido (VPL).

## 7.1 Conclusões

O *software* ASPEN Plus apresenta-se como um excelente instrumento para simulação de processos, o qual complementado com a base de dados do NREL constitui-se em uma robusta ferramenta para simulação de processos sucroalcooleiros, a qual pode ser considerada para decisões de investimento ou no gerenciamento de usinas de açúcar, álcool e energia elétrica. O modelo de simulação desenvolvido reproduz de forma acurada a operação da planta industrial de Potirendaba, a nível global e por módulo de produção. Os resultados obtidos pelo modelo ante variações no insumo do processo industrial mostram que a avaliação dos parâmetros de operação dos equipamentos foi acertada.

Durante o desenvolvimento desta dissertação, foi necessário interagir com a equipe de desenvolvimento de ASPENTECH devido a instabilidades que o apresentava o *software* ao simular processos, nos quais eram considerados modelos termodinâmicos não ideais em presença de sacarose. Posteriormente, por sugestão do autor, na versão 7.0 do *ASPEN Engineering* estas instabilidades foram corrigidas. Neste contexto, os blocos de cristalização foram aprimorados, do que resultou a inserção da cristalização da sacarose através de uma reação química, seguindo a mesma teoria aplicada no estudo termodinâmico da precipitação de sais.

O controle da temperatura no processo fermentativo produz um aumento no rendimento na produção de etanol próximo ao 5% conforme a literatura. No presente trabalho, através de uma análise econômica, mostra-se que a partir de um 0,66% de aumento no rendimento, o projeto de refrigerar os reatores de fermentação é viável. Também concluiu-se que apesar de um aumento no rendimento fermentativo de 2% embora a melhor alternativa de resfriamento seja o denominado sistema híbrido, a diferença de VPL entre as alternativas de refrigeração é mínima, portanto a decisão de qual alternativa escolher dependerá de outros fatores como a facilidade e frequência de manutenção, bem como a realidade de cada usina.

A sinalização do mercado do etanol como *commodity* internacional, gera expectativas de melhores preços para comercialização do combustível, porém agregará volatilidade ao preço do etanol no mercado *spot*. Já o preço da eletricidade é normado pela ANEEL e não apresenta maiores variações no tempo, somente a correção monetária. Estas situações fortalecem a opção de um sistema que agregue flexibilidade ao processo produtivo, desta forma a opção do sistema híbrido se fortalece.

Uma das debilidades dos sistemas de refrigeração por ciclo de absorção é a inércia

térmica que estes possuem, na configuração híbrida este problema é resolvido dado que o ciclo de absorção opera em regime permanente e o ciclo de compressão mecânica, o qual possui menor inércia térmica, absorve as variações da demanda por resfriamento.

A distribuição das potências no sistema híbrido, entre os ciclos de absorção e de compressão mecânica de vapores, foi otimizada com o intuito de maximizar o lucro da usina. Desta forma, a distribuição fica em 2517 kW de potência para o ciclo de absorção e 2343 kW de potência para o ciclo mecânico. Nos gráficos do ganho financeiro obtido pelo sistema híbrido, em função da potência do ciclo de absorção, observa-se que quando existem fontes de energia residuais não utilizadas, o ciclo de absorção será a melhor opção, porém se a energia requerida pelo ciclo de absorção pode ser utilizada em outras atividades produtivas, como por exemplo a geração elétrica, o ganho financeiro diminui, produto do baixo coeficiente de desempenho do ciclo de absorção.

## 7.2 Sugestões

O emprego da simulação e análise econômica, na opinião do autor demanda de maior quantidade de dados, no sentido de aperfeiçoar os cálculos realizados. Por exemplo, aumentar o número de cenários de simulação permitirá melhorar a estimativa de parâmetros de operação e acurar os cálculos realizados na avaliação econômica. Porém, obter todos os dados necessários de um cenário de produção é uma tarefa complexa, devido à quantidade de medições demandadas, além do que para que estas sejam úteis, devem ser realizadas durante no período de produção, na situação particular de regime permanente.

O módulo de cozimento e cristalização é o único módulo que resultou em diferenças significativas, entre os dados da simulação e dados experimentais. A metodologia de simulação deste módulo, apropriada para simulação em regime permanente, deveria ser aprimorada, a fim de considerar os efeitos cinéticos da cristalização da sacarose, conforme a metodologia utilizada no módulo de fermentação, quanto aos efeitos cinéticos da levedura.

Uma sugestão válida para o caso da usina de Potirendaba, seria a modificação da turbina do grupo-gerador secundário, para uma turbina de extração-condensação. Esta configuração permitirá à usina utilizar o excedente atual de vapor de escape e incrementar a energia elétrica vendida à concessionária local. Esta mudança acarretaria modificações substanciais na avaliação econômica, no contexto do presente trabalho, do que se espera resultar em maior vantagem para a opção do sistema híbrido.

Outras mudanças tecnológicas no processo de produção estão sendo estudadas atu-

almente, como por exemplo, a inclusão de biodigestores de vinhaça e de gaseificadores de bagaço. O modelo de simulação desenvolvido pode bem servir como plataforma para realizar uma avaliação do desempenho e da viabilidade econômica, agregando os processos respectivos a essas ou outras tecnologias que poderão surgir no futuro.

Uma última consideração merecedora de atenção, seria a determinação da flexibilidade de produção de uma usina, dentre as opções de produção de etanol e açúcar. A usina de Potirendaba corresponde ao caso de uma planta industrial de baixa flexibilidade, devido ao fato de que nesta planta fermenta-se somente o melaço. Uma usina que fermente melaço e caldo clarificado, é evidentemente mais flexível. Contudo, para avaliar a flexibilidade da produção de uma usina, devem-se considerar as capacidades máximas dos equipamentos e irreversibilidades dos processos respectivos. Estes aspectos poderiam ser interessantes como objetos de um estudo posterior.

## Referências Bibliográficas

- ANDRADE, R. V. *Modelagem de um sistema de refrigeração a absorção para resfriamento de dornas de fermentação de álcool*. Dissertação (Mestrado) — Escola Federal de Engenharia de Itajubá, 1999.
- ANEEL. *Agencia Nacional de Energia Elétrica*. 2008. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br>>.
- ASPEN-PROPERTIES. *Aspentech*. Massachusetts, 2006.
- ASPENPLUS. *ASPEN Engineering V7.0*. 2008.
- BALOH, T.; WITTEWER, E. *Energy manual for sugar factories*. 2<sup>a</sup>. ed. Berlin: Bartens, 1995.
- BARNETT, J. The utilization of sugar by yeast. *Advances in Carbohydrate Chemistry and Biochemistry*, v. 32, p. 151, 1976.
- BARROS, G. D. T. de. *Análise Termodinâmica (com determinação das energias disponíveis) em uma Destilaria de Álcool*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal da Paraíba, 1997.
- BEJAN, A. *Advanced Engineering Thermodynamics*. 3<sup>a</sup>. ed. New Jersey: John Wiley and Sons, 2006.
- BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. *Thermal Design and Optimization*. 1<sup>a</sup>. ed. New Jersey: John Wiley and Sons, 1996.
- BERBER, R.; BROSILOW, C. A new algorithm for dynamic simulation. *Computers and Chemical Engineering*, v. 17, n. Suppl., p. S367–S372, 1993.
- BIRD, B.; STEWART, W.; LIGHTFOOT, E. *Transport Phenomena*. 2<sup>a</sup>. ed. New Jersey: John Wiley and Sons, 2002.
- BLANK, L.; TARQUIN, A. *Engineering Economy*. 4<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1999.
- BUBNÍK, Z.; HENKE, S.; HINKOVÁ, A.; POUR, V. Model of a sugar factory with bioethanol production in program sugars<sup>TM</sup>. *Journal of Food Engineering*, v. 77, n. 3, p. 416–420, 2006.
- CAMARGO, C. A. de; USHIMA, A. H.; RIBEIRO, A. de M.; SOUZA, M. E. de P.; SANTOS, N. F. dos. *Conservação de energia na indústria de açúcar e do álcool*. 1<sup>a</sup>. ed. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.
- CARDONA, C.; SANCHEZ, O. Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass. *Energy*, v. 31, n. 13, p. 2447–2459, 2006.



- CHEN, J. *Cane Sugar Handbook*. 11<sup>a</sup>. ed. New Jersey: John Wiley and Sons, 1985.
- COPERSUCAR. *Copersucar S.A.* 2008. Disponível em: <<http://www.copersucar.com.br>>.
- DOITPOMS. *Dissemination of IT for the promotion of Materials Science, University of Cambridge*. 2009. Disponível em: <<http://www.doitpoms.ac.uk>>.
- EES. *Engineering Equation Solver, FChart Software*. 2008.
- EPE. *Empresa de pesquisa energética*. 2008. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br>>.
- FICARELLA, A.; LAFORGIA, D. Energy conservation in álcool distillery with application of pinch technology. *Energy Conversion and Management*, v. 40, n. 14, p. 1495–1514, 1999.
- FIECHTER, A.; FUHRMANN, G.; KÄPPELI, O. Regulation of glucose metabolism in growing yeast cells. *Advances in Microbial Physiology*, v. 22, p. 157–159, 1981.
- FLEISCHER, G. *Teoria da Aplicação do Capital: um estudo da decisões de investimento*. 4<sup>a</sup>. ed. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 1988.
- GOODHEART, K. *Low Firing Temperature Absorption Chiller System*. Dissertação (Mestrado) — University of Wisconsin, 2000.
- GUERREIRO, M. *Alcoexpert Sistema especialista para simulação e projeto de unidades industriais de álcool*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Estadual de Campinas, 1999.
- HIGA, M. *Cogeração e Integração Térmica em Usinas de Açúcar e Álcool*. Tese (Doutorado) — Universidade Estadual de Campinas, 2003.
- HUGOT, E. *Handbook of cane sugar engineering*. 3<sup>a</sup>. ed. Amsterdam: Elsevier, 1986.
- INCROPERA, F.; DEWITT, D. *Fundamentals of heat and mass transfer*. 5<sup>a</sup>. ed. New Jersey: John Wiley and Sons, 2002.
- JAGUARIBE, E. F.; LOBO, P.; SOUZA, W. de; ROCHA, R.; NASCIMENTO, E. Better sell bagasse than surplus electricity? *Engenharia Térmica*, v. 6, n. 1, p. 65–73, 2007.
- KERN, D. *Process Heat Transfer*. 1<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1965.
- LIENHARD, J. I.; LIENHARD, J. V. *A Heat Transfer Textbook*. 3<sup>a</sup>. ed. Cambridge: Phlogiston, 2001.
- LOBRY, J.; FLANDROIS, J.; CARRET, G.; PAVE, A. Monod's bacterial growth model revisited. *Mathematical Biology*, v. 54, n. 1, p. 117–122, 1992.
- MAGNUSSON, H. *Process Simulation in Aspen Plus of an Integrated Ethanol and CHP plant*. Dissertação (Mestrado) — Umeå Universitet, 2006.
- MARAFANTE, L. *Tecnologia da fabricação do álcool e do açúcar*. 1<sup>a</sup>. ed. São Paulo: Ícone Editora, 1993.
- MARKS, L. *Standard Handbook for Mechanical Engineers*. 10<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1996.

- MAS, A.; TORIJA, M. J.; ROZÈS, N.; POBLET, M.; GUILLAMÓN, J. M. Effects of fermentation temperature on the strain population of *saccharomyces cerevisiae*. *International Journal of Food Microbiology*, v. 80, n. 1, p. 47–53, 2003.
- MCCABE, W.; SMITH, J.; HARRIOTT, P. *Unit Operations of Chemical Engineering*. 4<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1991.
- MEIRELLES; HERFURTH; WEISS. Ethanol dehydration by extractive distillation. *Chemical Technology and Biotechnology*, v. 53, n. 2, p. 181–188, 1992.
- NETO, V. C.; RAMON, D. *Analises de opções tecnológicas para projetos de cogeração no setor sucroalcooleiro*. Brasília, 2002.
- OLIVEIRA, J. G. de. *Perspectivas para a cogeração com bagaço de cana-de-açúcar: potencial do mercado de carbono para o setor sucroalcooleiro paulista*. Dissertação (Mestrado) — Universidade de São Paulo, 2007.
- ONG'IRO, A.; URGURSAL, V. I.; TAWHEEL, A. M. A.; LAJEUNESSES, G. Thermodynamic simulation and evaluation of a steam chp plant using aspen plus. *Applied Thermal Engineering*, v. 16, n. 3, p. 263–271, 1996.
- PASCAL, F.; DAGOT, C.; PINGAUD, H.; CORRIOU, J.; PONS, M.; J.M.ENGASSER. Modeling of an industrial alcohol fermentation and simulation of the plant by a process simulator. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 46, n. 3, p. 202–217, 1995.
- PAYNE, J. H. *Operações unitárias na produção de açúcar de cana*. 1<sup>a</sup>. ed. São Paulo: Nobel/STAB, 1989.
- PERRY, R. *Chemical Engineers Handbook*. 7<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1997.
- PHISALAPHONG, M.; SRIRATTANA, N.; TANTHAPANICHAKOON, W. Mathematical modeling to investigate effect on kinetic parameters of ethanol fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, v. 28, n. 1, p. 36–43, 2005.
- RENON, H.; PRAUSNITZ, J. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures. *AIChE Journal*, v. 14, n. 1, p. 135–144, 1968.
- ROHSENOW, W.; HARTNETT, J.; CHO, Y. *Handbook of Heat Transfer*. 3<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1998.
- RSMEANS.CO.INC. *Cost Works*. 2008. Disponível em: <<http://www.meanscostworks.com>>.
- SERRA, L. M.; ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A.; LOZANO, M. A. Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management*, v. 48, n. 11, p. 2978–2987, 2007.
- SKOVBORG, P.; MICHELSEN, M. A flexible algorithm for simulation and optimization of continuous distillation. *Computers and Chemical Engineering*, v. 16, n. Suppl., p. S255–S262, 1992.
- SMITH, J.; VANNESS, H.; ABBOTT, M. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 5<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1996.

SPEIGHT, J. *Chemical and Process Design Handbook*. 1<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 2002.

STOECKER, W. *Design of thermal systems*. 3<sup>a</sup>. ed. New York: McGraw-Hill, 1989.

UDOP. *União dos Produtores de Bioenergia*. 2008. Disponível em: <<http://www.udop.com.br>>.

UNICA. *União da Agroindústria Canavieira de São Paulo*. 2008. Disponível em: <<http://www.unica.com.br>>.

VANWYLEN, G.; SONNTAG, R.; BORGNAKKE, C. *Fundamentos da termodinâmica*. 6<sup>a</sup>. ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2003.

VAPCYC. *UMCEEE*. 2008.

WALAS, S. *Chemical Process Equipment*. 1<sup>a</sup>. ed. Madison: Butterworth-Heinemann, 1990.

WEAST, R. *Handbook of Chemistry and Physics*. 64<sup>a</sup>. ed. Boca Raton: CRC Press, 1984.

WILLIAMS, L. Heat release in alcoholic fermentation: a critical reappraisal. *American Journal Enology and Viticulture*, v. 33, n. 3, p. 149–153, 1982.

WOOLEY, R.; PUTSCHE, V. *Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components*. Colorado, 1996.

ZHENG, L.; FURIMSKY, E. Aspen simulation of cogeneration plant. *Energy Conversion and Management*, v. 44, n. 11, p. 1845–1851, 2003.

# APÊNDICE A – Modelagem do Tandem de Embebição Composta

A seguir apresenta-se o desenvolvimento utilizado para calcular a extração global de um tandem de embebição composta, conforme a configuração da Figura 4.3.

Considerando uma unidade mássica de açúcar recebida do terno de pressão seca, o primeiro terno de pressão úmida recebe a quantidade de açúcar  $A_1$ , que é função da extração do segundo terno  $e_2$ , conforme segue:

$$A_1 = 1 + e_2 \quad (\text{A.1})$$

Desta forma a extração realizada no primeiro terno,  $e_1$ , é dada pela equação que segue:

$$e_1 = r A_1 = r (1 + e_2) \quad (\text{A.2})$$

onde  $r$  é a proporção de açúcar extraído pelo terno, conforme a Equação 4.20.

Aplicando o mesmo principio no segundo terno, a extração  $e_2$  pode ser expressa em função do terno anterior e do posterior, de acordo com a equação a seguir:

$$e_2 = r e_3 + e_1 (1 - r) \quad (\text{A.3})$$

Generalizando para um terno na posição  $n - 1$ , obtém-se a seguinte expressão:

$$e_{n-1} = r e_n + e_{n-2} (1 - r) \quad (\text{A.4})$$

No último terno,  $n$ , a embebição não contém açúcares, portanto a fração de extração se reduz a:

$$e_n = e_{n-1} (1 - r) \quad (\text{A.5})$$

Ordenando as equações anteriores, resulta o seguinte sistema de equações:

$$\begin{aligned} e_n &= e_{n-1} - r e_{n-1} \\ e_{n-1} &= r e_n + e_{n-2} - r e_{n-2} \\ \dots &= \dots + \dots - \dots \\ e_2 &= r e_3 + e_1 - r e_1 \\ e_1 &= r e_2 + r \end{aligned} \quad (\text{A.6})$$

Somando as equações do Sistema A.6, obtém-se uma expressão para a extração no último terno em função do primeiro, expressa por:

$$e_n = \frac{r}{1-r} (1 - e_1) \quad (\text{A.7})$$

Ao realizar a mesma somatória anterior, omitindo a primeira equação do Sistema A.6 e já considerando o resultado da Equação A.7, obtém-se a seguinte expressão para  $e_{n-1}$ :

$$e_{n-1} = (1 - e_1) \left[ \frac{r}{1-r} + \frac{r^2}{(1-r)^2} \right] \quad (\text{A.8})$$

Utilizando este procedimento, sucessivamente para cada um dos ternos do tandem de moenda representado no Sistema A.6, obtém-se a expressão para  $e_1$  conforme segue:

$$e_1 = r \frac{1 + \left[ \frac{r}{1-r} + \left( \frac{r}{1-r} \right)^2 \cdots \left( \frac{r}{1-r} \right)^{n-1} \right]}{1 + r \left[ \frac{r}{1-r} + \left( \frac{r}{1-r} \right)^2 \cdots \left( \frac{r}{1-r} \right)^{n-1} \right]} \quad (\text{A.9})$$

Introduzindo o parâmetro  $\lambda$ , definido na Equação 4.22:

$$\lambda = \frac{r}{1-r} \quad (\text{A.10})$$

Substituindo a Equação A.10 na Equação A.9 e efetuando a somatória da progressão geométrica, resulta:

$$e_1 = \lambda \frac{\lambda^n - 1}{\lambda^{n+1} - 1} \quad (\text{A.11})$$

Deste modo, a extração total do tandem será a soma da extração dos ternos de pressão seca com a extração do primeiro terno de pressão úmida, do que resulta:

$$\frac{\alpha(x'_f - x_f)}{x'_f(1 - x_f)} + \left[ 1 - \frac{\alpha(x'_f - x_f)}{x'_f(1 - x_f)} \right] \lambda' \frac{\lambda'^n - 1}{\lambda'^{n+1} - 1} \quad (\text{A.12})$$

Têm-se observado diferenças entre os resultados do estudo teórico anterior e as medições em campo. Por esta razão define-se o coeficiente de eficiência de extração,  $\beta$ , o qual em tandens de embebição composta varia entre 0,5 e 0,7.

Por conseguinte, inserindo o coeficiente  $\beta$  na Equação A.10 obtém-se:

$$\lambda' = \frac{\beta r}{1 - \beta r} \tag{A.13}$$

## APÊNDICE B - Modelagem de Aquecedores de Caldo



A modelagem dos aquecedores de caldo, e de todos os trocadores de calor que interagem no processo produtivo, é realizada segundo o método da média logarítmica das diferenças de temperaturas (MLDT). A análise MLDT define a taxa de transferência de calor entre as correntes da seguinte forma:

$$q = U A \Delta T_{LM} \quad (B.1)$$

onde  $U$  é o coeficiente global de transferência de calor,  $A$  é área de troca térmica e  $\Delta T_{LM}$  é a diferença de temperatura média entre os fluidos, expressa por:

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)} \quad (B.2)$$

onde os termos  $\Delta T_2$  e  $\Delta T_1$  são as diferenças de temperaturas nos extremos do trocador, de acordo com os casos ilustrados nas Figuras B.1(a) e B.1(b).

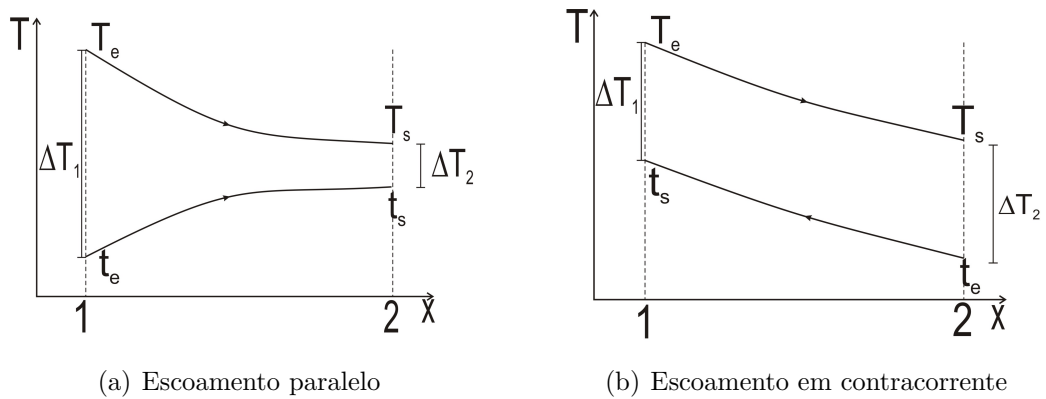


Figura B.1: Distribuição de temperaturas em trocadores de calor de escoamento paralelo e contracorrente

Em trocadores de geometrias mais complexas, como casco e tubo,  $\Delta T_{LM}$  é corrigido pelo fator  $F$ , conforme as equações a seguir:

$$Q = U A \Delta T_M \quad (B.3)$$

$$\Delta T_M = F \Delta T_{LM} \quad (B.4)$$

Diferentes expressões algébricas foram desenvolvidas para o fator  $F$ , para trocadores de calor de diferentes geometrias. Estas expressões em geral são funções de dois parâmetros adimensionais:

$$F = f(P,R) \tag{B.5}$$

onde  $P$  é a eficiência na temperatura do fluido frio, expressa por:

$$P = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} \tag{B.6}$$

e  $R$  é a relação entre as mudanças de temperaturas do fluido quente e do frio, denotada por:

$$R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} \tag{B.7}$$

A Figura B.2 ilustra a variação do fator de correção ( $F$ ) em função dos parâmetros  $P$  e  $R$ , para um trocador de casco e tubo, com uma configuração dada por um casco e 2 passes no tubo.

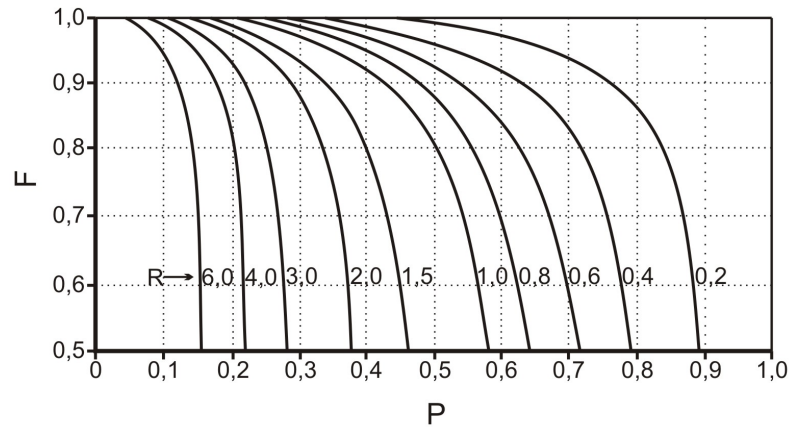


Figura B.2: Fator de correção para um trocador com um casco e 2 passes no tubo

Uma dedução importante da Figura B.2 e das Equações B.6 e B.7 é que, quando a variação da temperatura de um fluido é desprezível,  $P$  ou  $R$  serão nulos, portanto  $F$  se reduz à unidade. Desta forma, o comportamento do trocador será independente da configuração específica. Este seria o caso se um dos fluidos experimentasse mudança de fase, situação que ocorre com os aquecedores de caldo, onde vapor vegetal é condensado.

# APÊNDICE C – Fluxogramas dos Módulos de Produção em ASPEN Plus





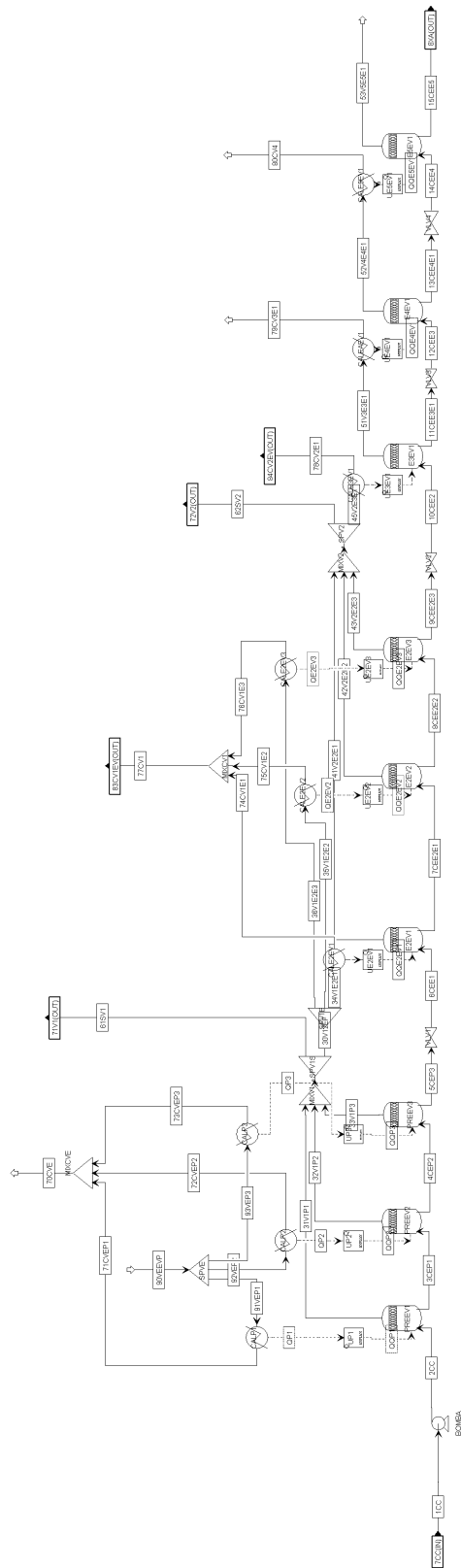


Figura C.3: Fluxograma Evaporação em ASPEN Plus



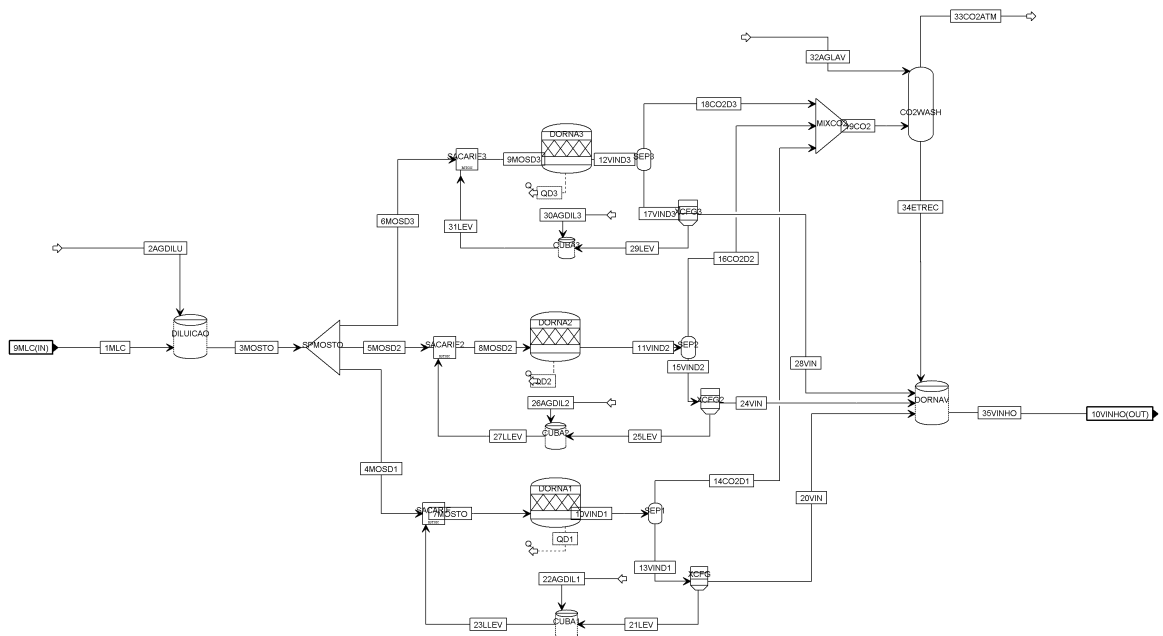


Figura C.5: Fluxograma Fermentação em ASPEN Plus





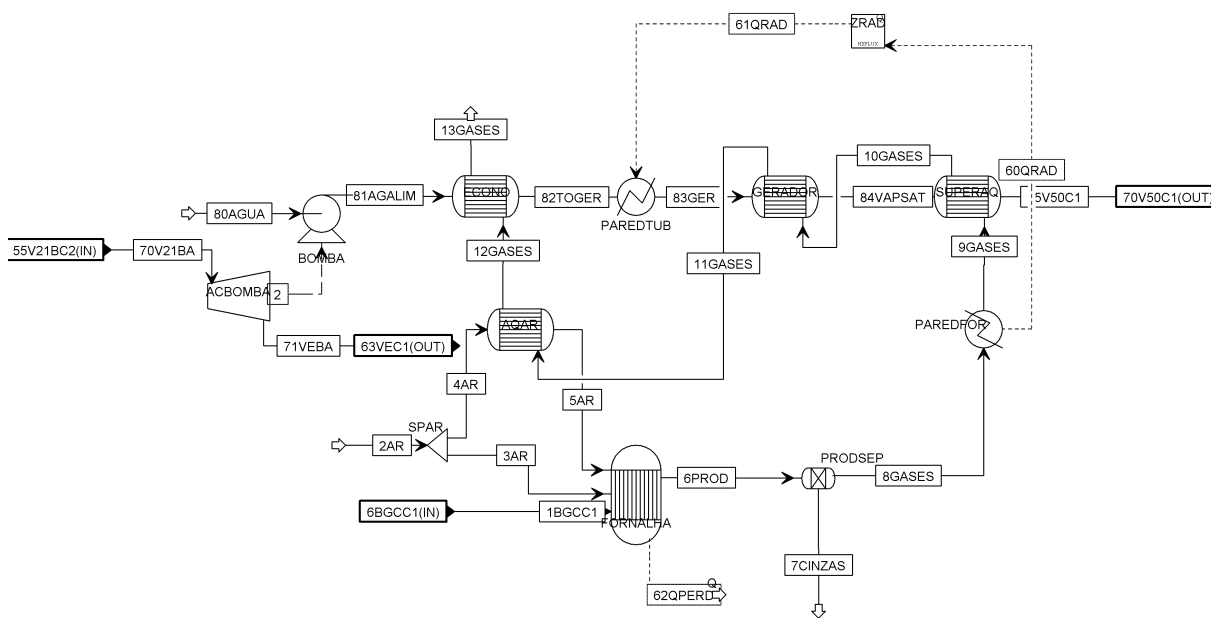


Figura C.7: Fluxograma Caldeira em ASPEN Plus