

**ELENA FUMAGALLI ROMARIO  
LIGIA MONTEIRO DA SILVA**

**BALANÇO HÍDRICO EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO  
DE AÇÚCAR, ETANOL E ELETRICIDADE**

Projeto de Formatura apresentado à  
Escola Politécnica da Universidade de  
São Paulo, no âmbito do Curso de  
Engenharia Ambiental

São Paulo  
2013

**ELENA FUMAGALLI ROMARIO  
LIGIA MONTEIRO DA SILVA**

**BALANÇO HÍDRICO EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO  
DE AÇÚCAR, ETANOL E ELETRICIDADE**

Projeto de Formatura apresentado à  
Escola Politécnica da Universidade de  
São Paulo, no âmbito do Curso de  
Engenharia Ambiental

Orientador: Prof. Dr. Renato Carlos  
Zambon

São Paulo  
2013

## FICHA CATALOGRÁFICA

**Romario, Elena Fumagalli**

**Balanço hídrico em sistemas de produção de açúcar, etanol e eletricidade / E.F. Romario, L.M. da Silva. -- São Paulo, 2013. 135 p.**

**Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental.**

**1.Balanço hídrico 2.Biomassa 3.Cana-de-açúcar 4.Etanol  
I.Silva, Ligia Monteiro da II.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental  
III.t.**

## **AGRADECIMENTOS**

Agradecemos ao Professor Doutor Renato Carlos Zambon, pela disposição em nos orientar neste Trabalho de Formatura e por todo o apoio fornecido.

À Professora Doutora Dione Mari Morita, pelo auxílio e orientação ao longo do desenvolvimento do projeto, como coordenadora da disciplina.

À Professora Doutora Patricia Helena Lara dos Santos Matai, por ter nos dado apoio, incentivo, sugestões para o desenvolvimento do trabalho e pela disponibilidade de participar da banca avaliadora.

Aos membros do Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), que muito nos apoiaram durante todo o trabalho, forneceram material de estudo, propuseram ideias para o tema e que, mesmo distantes, estiveram sempre presentes. Em especial, agradecemos ao Professor Doutor Carlos Alberto Labate, aos Doutores Antonio Bonomi, Carlos Rossell e Otávio Cavalett, à Isis Maria Fujiy, à Isabelle Lobo de Mesquita Sampaio e à Tassia Lopes Junqueira, que, além de ter nos acompanhado ao longo do ano, disponibilizou-se a participar da banca.

Ao Theodoro Balducci, à Fabia Alexandra Rorato e ao Mauro Pompeu, do Grupo Virgolino de Oliveira, pela disposição em nos receber para uma visita técnica e disponibilização dos dados necessários para a realização deste trabalho.

Por fim, agradecemos também a todos os nossos amigos e familiares que nos acompanharam durante a graduação, por todo o apoio que eles nos deram.



## RESUMO EXECUTIVO

O setor sucroalcooleiro é considerado hidroatensivo diante do grande volume de água necessário em seus processos produtivos. Durante muitos anos, o uso de água no setor foi realizado de modo abundante, visto que a maior parte das usinas utilizava a configuração de circuitos abertos. Com o passar do tempo, entretanto, foi se tornando cada vez mais evidente a necessidade de se reutilizar água nos processos, adotando práticas industriais mais eficientes.

Estudos recentes revelam que a quantidade total de água necessária para suprir a demanda dos processos produtivos de usinas de cana-de-açúcar com destilarias anexas é de  $22 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ , podendo variar de acordo com parâmetros e configurações de produção. Esse valor, contudo, não representa o valor real da captação necessária, visto que desconsidera a parcela de água que é reutilizada em circuitos fechados. Atualmente, as usinas da região Centro-Sul apresentam um valor médio de captação de  $2 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ , com um índice de reúso de 91%. Ou seja, dos  $22 \text{ m}^3/\text{t.cana}$  necessários,  $20 \text{ m}^3/\text{t.cana}$  retornam ao processo produtivo após algum tipo de tratamento.

Diversas pesquisas foram feitas no sentido de determinar o balanço hídrico nas usinas de cana-de-açúcar. Esses cálculos não foram, porém, implementados em modelos matemáticos que permitam a simulação dos processos produtivos, de forma a avaliar o uso de água necessário. A Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), plataforma de simulação e avaliação do Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), é um exemplo de modelo que avalia diferentes cenários de produção com o objetivo de testar novas tecnologias, mas sem considerar o balanço de água.

Diante desse contexto, este trabalho apresenta o desenvolvimento e a implementação de uma ferramenta de cálculo do balanço hídrico na Biorrefinaria Virtual (BVC) do CTBE, construída no *software* Aspen Plus e configurada para representar uma unidade produtora de eletricidade, açúcar e etanol de primeira geração. A ferramenta possibilita a contabilização dos usos de água e vapor já existentes na BVC, além daqueles antes desconsiderados na plataforma. A simulação do modelo integrado com a ferramenta desenvolvida indicou que o uso

total de água necessário para suprir as necessidades da Biorrefinaria Virtual é de aproximadamente 28,0 m<sup>3</sup>/t.cana, valor dentro da faixa de variação de usos de água nas usinas brasileiras.

Portanto, acredita-se que a implementação da ferramenta de cálculo do balanço hídrico na Biorrefinaria Virtual possa ser de grande valia para o CTBE, visto que possibilita a complementação dos estudos realizados ao permitir a avaliação da integração de novas tecnologias sob a ótica do uso e reúso de água na indústria sucroalcooleira. Além disso, espera-se que este trabalho possa contribuir com a solução de gargalos do processo produtivo das usinas brasileiras, fornecendo uma base para análises futuras que proporcionem a definição de melhores práticas e tecnologias e a melhoria do desempenho ambiental do setor sucroalcooleiro.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Processos desenvolvidos por uma Biorrefinaria .....	2
Figura 2 – Diagrama esquemático do processamento da cana-de-açúcar.....	7
Figura 3 – Etapas envolvidas na produção de etanol de primeira geração .....	12
Figura 4 – Etapas envolvidas na produção de etanol de segunda geração .....	13
Figura 5 – Produção integrada de etanol de primeira e segunda geração .....	14
Figura 6 – Eixo de ação do CTBE.....	15
Figura 7 – Integração entre os modelos Canasoft e Biorrefinaria Virtual.....	17
Figura 8 – Fluxograma da BVC no <i>software</i> Aspen Plus (configuração 1G2G) .....	18
Figura 9 – Esquema das interações entre os blocos da simulação (configuração 1G2G).....	19
Figura 10 – Visita Técnica à PPDP .....	20
Figura 11 – Uso de água por grande etapa em usinas com destilarias anexas .....	21
Figura 12 – Fluxograma da recepção, preparo e extração do caldo.....	23
Figura 13 – Fluxograma de pré-aquecimento, sulfitação e caleação.....	29
Figura 14 – Fluxograma de aquecimento e decantação .....	29
Figura 15 – Fluxograma de lavagem da torta .....	30
Figura 16 – Fluxograma de evaporação do caldo.....	36
Figura 17 – Fluxograma de cozimento, cristalização e centrifugação .....	36
Figura 18 – Fluxograma de secagem e ensacamento .....	37
Figura 19 – Fluxograma de preparo e tratamento do mosto.....	43
Figura 20 – Fluxograma de fermentação do mosto .....	44
Figura 21 – Fluxograma de destilação do etanol .....	49
Figura 22 – Fluxograma de produção de energia .....	51
Figura 23 – Visita técnica à Unidade Itapira (GVO) .....	58
Figura 24 – Rio do Peixe no local da captação.....	60
Figura 25 – Direcionamento da água captada para a usina .....	60
Figura 26 – Balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar .....	65
Figura 27 – Médias históricas da produção de cana-de-açúcar .....	66
Figura 28 – Médias históricas da produção de açúcar.....	66
Figura 29 – Médias históricas da produção de etanol.....	67

Figura 30 – Localização das usinas de cana-de-açúcar .....	67
Figura 31 – Evolução da produção de cana-de-açúcar na Unidade Itapira .....	68
Figura 32 – Evolução na produção de açúcar total na Unidade Itapira .....	68
Figura 33 – Evolução na produção de álcool total na Unidade Itapira.....	69
Figura 34 – Evolução da duração da safra na Unidade Itapira.....	70
Figura 35 – Comparação da evolução de produção de cana-de-açúcar .....	71
Figura 36 – Comparação da evolução de produção de açúcar .....	71
Figura 37 – Comparação da evolução de produção de álcool.....	71
Figura 38 – Comparação da produção de açúcar e álcool .....	72
Figura 39 – Fluxograma principal da BVC (1G Anexa Básica) .....	82
Figura 40 – Implementação do balanço hídrico na recepção, preparo e extração ...	87
Figura 41 – Implementação do balanço hídrico no tratamento do caldo (açúcar) ....	88
Figura 42 – Implementação do balanço hídrico no tratamento do caldo (etanol) .....	89
Figura 43 – Implementação do balanço hídrico na evaporação .....	90
Figura 44 – Implementação do balanço hídrico na fabricação de açúcar.....	91
Figura 45 – Implementação do balanço hídrico na fermentação .....	92
Figura 46 – Implementação do balanço hídrico na destilação .....	93
Figura 47 – Implementação do balanço hídrico na desidratação.....	94
Figura 48 – Implementação do balanço hídrico na geração de energia .....	95
Figura 49 – Uso de água por grande etapa da Biorrefinaria Virtual.....	116

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Usos médios de água em usinas de cana-de-açúcar .....	22
Tabela 2 – Estimativa da quantidade de vapor necessária para o processo .....	52
Tabela 3 – Estimativa do balanço de água .....	56
Tabela 4 – Evolução das taxas de captação, consumo e lançamento .....	56
Tabela 5 – Levantamento de dados de produção do setor .....	57
Tabela 6 – Dados de produção por safra da Unidade Itapira .....	59
Tabela 7 – Parâmetros operacionais da Unidade Itapira .....	73
Tabela 8 – Comparação entre os usos médios e os dados coletados na GVO.....	74
Tabela 9 – Usos específicos considerados para análise da Unidade Itapira .....	75
Tabela 10 – Principais diferenças entre as configurações Básica e Otimizada.....	79
Tabela 11 – Resumo das implementações realizadas no balanço hídrico da BVC..	86
Tabela 12 – Variáveis do cálculo de uso de água da lavagem da cana .....	96
Tabela 13 – Variável do cálculo de uso de água de embebição .....	96
Tabela 14 – Variáveis do cálculo de uso de água do resfriamento dos mancais .....	97
Tabela 15 – Variáveis do cálculo de uso de água de resfriamento do óleo .....	98
Tabela 16 – Variável do cálculo de uso de água de preparo do leite de cal .....	98
Tabela 17 – Variáveis do cálculo de uso de água de preparo do polímero .....	99
Tabela 18 – Variáveis do cálculo de uso de água de aquecimento (açúcar) .....	99
Tabela 19 – Variável do cálculo de uso de água de aquecimento (etanol) .....	100
Tabela 20 – Variáveis do cálculo de uso de água de lavagem da torta .....	100
Tabela 21 – Variáveis do cálculo de uso de água dos condensadores dos filtros..	101
Tabela 22 – Variável do cálculo de uso de vapor para evaporação .....	101
Tabela 23 – Variáveis do cálculo de uso de água dos condensadores da evaporação .....	102
Tabela 24 – Variáveis do cálculo de uso de vapor para o cozimento .....	102
Tabela 25 – Variáveis do cálculo de uso de água dos condensadores dos cozedores .....	103
Tabela 26 – Variável do cálculo de uso de água da diluição de méis e magmas...	103
Tabela 27 – Variáveis do cálculo de uso de água do retardamento do cozimento.	104
Tabela 28 – Variáveis do cálculo de uso de água da lavagem do açúcar .....	105

Tabela 29 – Variáveis do cálculo de uso de água do retentor de pó do açúcar .....	105
Tabela 30 – Variável do cálculo de uso de água do preparo do mosto .....	105
Tabela 31 – Variável do cálculo de uso de água do resfriamento do mosto.....	106
Tabela 32 – Variável do cálculo de uso de água da lavagem de gases da fermentação .....	106
Tabela 33 – Variável do cálculo de uso de água do resfriamento das dornas.....	107
Tabela 34 – Variáveis do cálculo de uso de vapor nas colunas de destilação .....	108
Tabela 35 – Variáveis do cálculo de uso de água do resfriamento dos condensadores.....	108
Tabela 36 – Variável do cálculo de uso de água da produção de vapor direto .....	109
Tabela 37 – Variáveis do cálculo de uso de água da lavagem dos gases de combustão.....	110
Tabela 38 – Variáveis do cálculo de uso de água para limpeza dos cinzeiros .....	110
Tabela 39 – Variáveis do cálculo de uso de água do resfriamento do óleo e ar.....	111
Tabela 40 – Variáveis do cálculo de uso de água para limpeza de pisos e equipamentos.....	111
Tabela 41 – Variáveis do cálculo de uso de água de uso potável .....	112
Tabela 42 – Variáveis dos cálculos de uso de água das grandes etapas do processo .....	113
Tabela 43 – Variáveis dos cálculos de uso de água total .....	113
Tabela 44 – Resultados obtidos na simulação da BVC para o balanço hídrico.....	115
Tabela 45 – Comparação dos resultados da BVC com os dados médios da bibliografia (em m <sup>3</sup> /t.cana) .....	119
Tabela 46 – Parâmetros de produção da simulação da BVC .....	120
Tabela 47 – Comparação dos resultados da BVC com os dados médios da bibliografia (em unidades específicas).....	121
Tabela 48 – Usos de água mínimos e máximos definidos por Elia Neto e Shintaku (2009).....	124
Tabela 49 – Variáveis criadas no <i>Calculator</i> GL-WATER.....	136
Tabela 50 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 30/03/2009 a 03/01/2010 .....	143
Tabela 51 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 22/03/2010 a 07/11/2010 .....	144

Tabela 52 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 11/04/2011 a 13/11/2011 .....	145
Tabela 53 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 23/04/2012 a 09/12/2012 .....	146
Tabela 54 – Previsões da Unidade Itapira relativas à safra de 01/04/2013 a 24/11/2013 .....	147

## LISTA DE SÍMBOLOS

$ART_{méis}$  = teor de açúcar redutor total (ART) no mel final

$ART_{mosto}$  = teor de açúcar redutor total (ART) no mosto

$Brix_{bagaço}$  = teor de sólidos solúveis no bagaço

$Brix_{caldo}$  = teor de sólidos solúveis no caldo

$Brix_{cana}$  = teor de sólidos solúveis na cana

$Brix_{massa}$  = teor de sólidos solúveis na massa final

$Brix_{misto}$  = teor de sólidos solúveis no caldo misto

$Brix_{primário}$  = teor de sólidos solúveis no caldo primário

$Brix_{xarope}$  = teor de sólidos solúveis no xarope

$C_{coz}$  = capacidade volumétrica dos cozedores

$C_{fermentação}$  = quantidade de calor da reação de transformação da sacarose em etanol

$cesp_{água}$  = calor específico da água

$cesp_{caldo}$  = calor específico do caldo

$cesp_{etanol}$  = calor específico do etanol

$cesp_{flegmaça}$  = calor específico da flegmaça

$cesp_{gases}$  = calor específico dos gases

$cesp_{mosto}$  = calor específico do mosto

$cesp_{óleo}$  = calor específico do óleo

$cesp_{vinhaça}$  = calor específico da vinhaça

$cesp_{vinho}$  = calor específico do vinho

$CL_{vap}$  = calor latente do vapor

$Conc_{CaO}$  = concentração de CaO na pasta

$Conc_{diluição}$  = concentração de diluição

$Cons_{CaO}$  = quantidade média de CaO consumida

$Cons_{polímero}$  = consumo do polímero

$D$  = diâmetro do rolo da moenda

$D_{cv}$  = densidade de potência das bombas



$Dens_{\text{água}}$  = densidade da água

$Dens_{\text{diluição}}$  = densidade da diluição

$Dens_{\text{óleo}}$  = densidade do óleo

$Dens_{\text{pasta}}$  = densidade da pasta

$F$  = carga hidráulica total aplicada no terno da moenda

$Fibra_{\text{cana}}$  = teor de fibra na cana

$Fibra_{\text{bagaço}}$  = teor de fibra no bagaço

$fs$  = fator de segurança de suprimento de água

$Hv$  = entalpia do vapor gerado

$Hv_{\text{sat}}$  = entalpia do vapor saturado

$Hv_{\text{super}}$  = entalpia do vapor superaquecido

$m_{\text{água fria}}$  = massa de água fria

$m_{\text{caldo}}$  = massa de caldo a resfriar

$m_{\text{evap}}$  = massa de água evaporada

$m_{\text{leite}}$  = massa de leite de levedura

$m_{\text{sacarose}}$  = massa de sacarose na fermentação

$m_{\text{vinho\_turb}}$  = massa de vinho turbinado

$mc_{\text{entra}}$  = massa de caldo filtrado que entra no balão

$mol_{\text{sacarose}}$  = massa molar da sacarose

$M_{\text{cana}}$  = peso de cana moída

$m_{\text{SO}_2}$  = produção de  $\text{SO}_2$  por tonelada de cana

$n$  = rotação da moenda

$N_{\text{efeitos}}$  = número de efeitos do conjunto de evaporação

$N_{\text{mancal}}$  = quantidade de mancal/terno

$Nmol_{\text{SO}_2}$  = quantidade de mols no gás  $\text{SO}_2$

$P$  = coeficiente de perda de calor

$P_{\text{et}}$  = produtividade média do etanol

$P_{\text{torta}}$  = taxa de torta produzida

$Pmol_{\text{gases}}$  = peso molecular médio dos gases

$Pmol_{\text{SO}_2}$  = peso molecular médio do  $\text{SO}_2$

$Pot$  = potência do equipamento

$Q_{\text{bomba\_ar}}$  = vazão de água fria utilizada para o selo da bomba de ar

$Q_{centrífuga}$  = vazão de água injetada na centrífuga

$Q_{embebição}$  = vazão de água para embebição

$Q_{gases}$  = volume dos gases a resfriar por tonelada de cana

$Q_{água_{diluição}}$  = vazão de água para preparo da diluição

$Q_{água_{pasta}}$  = vazão de água para preparo da pasta

$Q_{água_{polímero}}$  = vazão de água para preparo do polímero

$Q_{lav_{torta}}$  = quantidade de água de diluição e lavagem da torta

$Q_{óleo_{reductor}}$  = vazão de óleo lubrificante no reductor

$Q_{resf_{enxof}}$  = volume de água de resfriamento dos gases da enxofreira

$Q_{resf_{mancais}}$  = vazão de água de resfriamento em cada mancal

$Q_{vapor}$  = quantidade de vapor

$R$  = razão de recirculação de caldo

$S_{coz}$  = superfície de aquecimento por volume do cozedor

$T_{água}$  = temperatura da água utilizada

$T_{entra}$  = temperatura de entrada do caldo no balão

$T_{etanol}$  = temperatura de saída do etanol

$T_{flegmaça}$  = temperatura de saída da flegmaça

$T_{lavagem}$  = tempo de lavagem

$T_{vinhaça}$  = temperatura de saída da vinhaça

$T_{vinho}$  = temperatura de entrada do vinho

$T_{sai}$  = temperaturas de saída do caldo e do vapor no vácuo

$Ta_{entra}$  = temperatura de entrada de água

$Ta_{sai}$  = temperatura de saída de água

$TL_{leite}$  = teor de fermento no leite de levedura concentrado

$TL_{vinho}$  = teor inicial de fermento no vinho

$TL_{vinho_{turb}}$  = teor de fermento no vinho turbinado

$Tx_{açúcar}$  = taxa de água utilizada para a lavagem do açúcar

$Tx_{água_{cond}}$  = taxa de água utilizada na condensação

$Tx_{aquec_{caldo}}$  = vapor sangrado para aquecimento do caldo

$Tx_{cond}$  = taxa de água para condensadores de etanol

$Tx_{condensação}$  = taxa de água por vapor na condensação

$Tx_{coz\_açúcar}$  = vapor sangrado para cozimento do açúcar

$Tx_{diluição}$  = taxa de água de diluição de méis

$Tx_{diluição\_fermento}$  = taxa de uso de água para diluição do fermento

$Tx_{dessuper}$  = taxa de água utilizada por vapor saturado

$Tx_{embebição}$  = taxa de água de embebição

$Tx_{etanol}$  = taxa de etanol produzido

$Tx_{evap}$  = taxa evaporativa média no decorrer do cozimento

$Tx_{evap\_caldo}$  = taxa de evaporação do caldo

$Tx_{flegmaça}$  = taxa de flegmaça produzida

$Tx_{mosto}$  = taxa de produção de mosto

$Tx_{méis}$  = taxa de produção de méis na fábrica de açúcar

$Tx_{pre\_evap}$  = taxa de vapor injetado no pré-evaporador

$Tx_{resfriamento}$  = taxa de uso de água de resfriamento

$Tx_{resfriamento\_dorna}$  = taxa de água utilizada para resfriamento da dorna

$Tx_{resf\_mosto}$  = taxa de água de resfriamento de mosto

$Tx_{retardamento}$  = taxa de água utilizada para o retardamento do cozimento

$Tx_{selo}$  = taxa de água para os selos das bombas de ar

$Tx_{SO_2}$  = teor de  $SO_2$  nos gases a resfriar

$Tx_{vap}$  = uso de vapor na destilaria

$Tx_{vinhaça}$  = taxa de vinhaça produzida

$Tx_{vinho}$  = taxa de vinho produzido

$V_{coz}$  = volume de cozedores por tonelada de cana

$V_{etanol}$  = volume de etanol produzido

$V_{esp\_gases}$  = volume específico dos gases a resfriar

$Vol_{etanol}$  = volume de etanol

$\Delta T_{água}$  = diferencial de temperatura da água

$\Delta T_{caldo}$  = diferencial de temperatura no caldo

$\Delta T_{gases}$  = diferencial de temperatura nos gases

$\Delta T_{mosto}$  = diferencial de temperatura do mosto

$\Delta T_{óleo}$  = diferencial de temperatura no óleo

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1 As biorrefinarias no Brasil.....</b>	<b>2</b>
<b>1.2 Modelos de simulação .....</b>	<b>4</b>
<b>1.3 Objetivos .....</b>	<b>5</b>
<b>2 LEVANTAMENTO DE PROJETOS E ESTUDOS PRÉVIOS.....</b>	<b>6</b>
<b>2.1 O processamento convencional da cana-de-açúcar.....</b>	<b>6</b>
2.1.1 Recepção e limpeza da cana .....	7
2.1.2 Preparo da cana e extração do caldo .....	8
2.1.3 Tratamento do caldo .....	8
2.1.4 Fabricação de açúcar .....	9
2.1.5 Fermentação e Destilação .....	10
2.1.6 Desidratação .....	10
2.1.7 Geração de energia .....	11
<b>2.2 A segunda geração do etanol .....</b>	<b>11</b>
<b>2.3 Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE).....</b>	<b>14</b>
2.3.1 Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC) .....	16
2.3.1.1 O modelo matemático da Biorrefinaria Virtual.....	16
2.3.1.2 A fase agrícola.....	17
2.3.1.3 A fase industrial.....	18
2.3.2 Planta Piloto para Desenvolvimento de Processos .....	19
<b>2.4 O balanço de água em usinas de cana-de-açúcar .....</b>	<b>21</b>
2.4.1 Água na recepção, preparo da cana e extração do caldo .....	23
2.4.1.1 Lavagem da cana .....	24
2.4.1.2 Embebição das moendas .....	24
2.4.1.3 Resfriamento dos mancais da moenda .....	26
2.4.1.4 Resfriamento do óleo dos equipamentos de preparo e extração.....	27
2.4.2 Água no tratamento do caldo .....	28
2.4.2.1 Resfriamento da coluna de sulfitação .....	30
2.4.2.2 Preparo do leite de cal.....	31
2.4.2.3 Preparo do polímero.....	32
2.4.2.4 Aquecimento do caldo .....	33
2.4.2.5 Lavagem da torta.....	34
2.4.2.6 Condensadores dos filtros.....	34

2.4.3 Água na fabricação de açúcar .....	35
2.4.3.1 Evaporação do caldo.....	37
2.4.3.2 Condensadores/multijatos da evaporação .....	38
2.4.3.3 Cozimento do açúcar.....	39
2.4.3.4 Condensadores/multijatos do cozimento.....	40
2.4.3.5 Diluição de méis e magmas .....	41
2.4.3.6 Retardamento do cozimento .....	41
2.4.3.7 Lavagem do açúcar.....	42
2.4.3.8 Retentor de pó do açúcar.....	42
2.4.4 Água na fermentação .....	43
2.4.4.1 Preparo do mosto .....	44
2.4.4.2 Resfriamento do mosto .....	45
2.4.4.3 Preparo do pé-de-cuba.....	46
2.4.4.4 Lavagem dos gases da fermentação .....	47
2.4.4.5 Resfriamento das dornas .....	47
2.4.5 Água na destilação.....	48
2.4.5.1 Aquecimento.....	49
2.4.5.2 Resfriamento dos condensadores.....	49
2.4.6 Água na geração de energia .....	51
2.4.6.1 Produção de vapor direto .....	51
2.4.6.2 Dessuperaquecimento do vapor de escape .....	52
2.4.6.3 Lavagem dos gases de combustão das caldeiras.....	53
2.4.6.4 Limpeza dos cinzeiros .....	53
2.4.6.5 Resfriamento do óleo e ar dos turbogeradores .....	54
2.4.6.6 Torres de condensação.....	54
2.4.7 Água para outros usos .....	55
2.4.7.1 Limpeza de pisos e equipamentos .....	55
2.4.7.2 Uso potável.....	55
2.4.8 Consumo de água total envolvido nos processos.....	55
<b>3 ESTUDO DE CASO.....</b>	<b>57</b>
3.1 O perfil produtivo do estado de São Paulo.....	57
3.2 O perfil produtivo da Unidade Itapira .....	58
3.3 Usos de água na Unidade Itapira .....	59
3.3.1 Captação, consumo e despejo.....	59
3.3.2 Usos médios de água específicos em cada fase de produção .....	61
3.3.2.1 Recepção, preparo e extração .....	61
3.3.2.2 Tratamento do caldo.....	61
3.3.2.3 Fabricação de açúcar.....	62

3.3.2.4	<i>Fermentação</i>	62
3.3.2.5	<i>Destilação</i>	63
3.3.2.6	<i>Geração de energia</i>	63
<b>4</b>	<b>ANÁLISE DE DADOS</b>	<b>64</b>
4.1	Determinação do balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar	64
4.2	O papel do estado de São Paulo no setor sucroalcooleiro	66
4.3	O papel da Unidade Itapira no setor sucroalcooleiro	68
4.3.1	Evolução do perfil produtivo da usina	68
4.3.2	Avaliação da tendência de produção da usina	70
4.4	O uso de água na Unidade Itapira	73
<b>5</b>	<b>DEFINIÇÃO DO PROBLEMA</b>	<b>77</b>
<b>6</b>	<b>ALTERNATIVAS PARA A SOLUÇÃO DO PROBLEMA</b>	<b>78</b>
6.1	Alternativas para a configuração da usina simulada na BVC	78
6.1.1	Usina com destilaria anexa básica	78
6.1.2	Usina com destilaria anexa otimizada	79
6.2	Escolha da solução	79
<b>7</b>	<b>ESPECIFICAÇÃO DA SOLUÇÃO</b>	<b>81</b>
7.1	A Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar	81
7.2	Caracterização geral da ferramenta de cálculo implementada	83
7.3	Detalhamento dos cálculos implementados por etapa	85
7.3.1	Recepção, preparo e extração	96
7.3.1.1	<i>Lavagem da cana-de-açúcar</i>	96
7.3.1.2	<i>Embebição das moendas</i>	96
7.3.1.3	<i>Resfriamento dos mancais da moenda</i>	97
7.3.1.4	<i>Resfriamento do óleo dos equipamentos de preparo e extração</i>	97
7.3.2	Tratamento do caldo	98
7.3.2.1	<i>Resfriamento da coluna de sulfitação</i>	98
7.3.2.2	<i>Preparo do leite de cal</i>	98
7.3.2.3	<i>Preparo do polímero</i>	98
7.3.2.4	<i>Aquecimento do caldo</i>	99
7.3.2.5	<i>Lavagem da torta</i>	100
7.3.2.6	<i>Condensadores dos filtros</i>	100
7.3.3	Fabricação de açúcar	101
7.3.3.1	<i>Evaporação do caldo</i>	101
7.3.3.2	<i>Condensadores/multijatos da evaporação</i>	101
7.3.3.3	<i>Cozimento do açúcar</i>	102

7.3.3.4 Condensadores/multijatos do cozimento .....	103
7.3.3.5 Diluição de méis e magmas .....	103
7.3.3.6 Retardamento do cozimento .....	104
7.3.3.7 Lavagem do açúcar .....	104
7.3.3.8 Retentor de pó do açúcar .....	105
7.3.4 Fermentação .....	105
7.3.4.1 Preparo do mosto .....	105
7.3.4.2 Resfriamento do mosto .....	106
7.3.4.3 Preparo do pé-de-cuba.....	106
7.3.4.4 Lavagem dos gases da fermentação .....	106
7.3.4.5 Resfriamento das dornas .....	107
7.3.5 Destilação.....	107
7.3.5.1 Aquecimento.....	107
7.3.5.2 Resfriamento dos condensadores.....	108
7.3.6 Geração de energia.....	108
7.3.6.1 Produção de vapor direto .....	109
7.3.6.2 Dessuperaquecimento do vapor de escape.....	109
7.3.6.3 Lavagem dos gases de combustão das caldeiras .....	109
7.3.6.4 Limpeza dos cinzeiros .....	110
7.3.6.5 Resfriamento do óleo e ar dos turbogeradores.....	110
7.3.6.6 Torres de condensação.....	111
7.3.7 Outros usos .....	111
7.3.7.1 Limpeza de pisos e equipamentos.....	111
7.3.7.2 Uso potável.....	111
<b>7.4 Contabilização do uso total.....</b>	<b>112</b>
<b>8 RESULTADOS .....</b>	<b>115</b>
<b>8.1 O Balanço Hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar .....</b>	<b>115</b>
<b>8.2 Comparação dos resultados obtidos com os valores médios .....</b>	<b>116</b>
8.2.1 Comparação dos resultados parciais em m <sup>3</sup> /t.cana .....	117
8.2.2 Comparação dos resultados parciais em unidades específicas .....	120
<b>8.3 Variações no balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar .....</b>	<b>122</b>
8.3.1 Variações observadas entre a BVC e a bibliografia .....	122
8.3.2 Variações definidas na bibliografia .....	123
<b>9 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....</b>	<b>125</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>128</b>
<b>GLOSSÁRIO.....</b>	<b>131</b>

<b>APÊNDICE A – Variáveis criadas na ferramenta .....</b>	<b>136</b>
<b>APÊNDICE B – Código de cálculo do balanço hídrico.....</b>	<b>138</b>
<b>ANEXO A – Dados de produção da Unidade Itapira.....</b>	<b>143</b>



## 1 INTRODUÇÃO

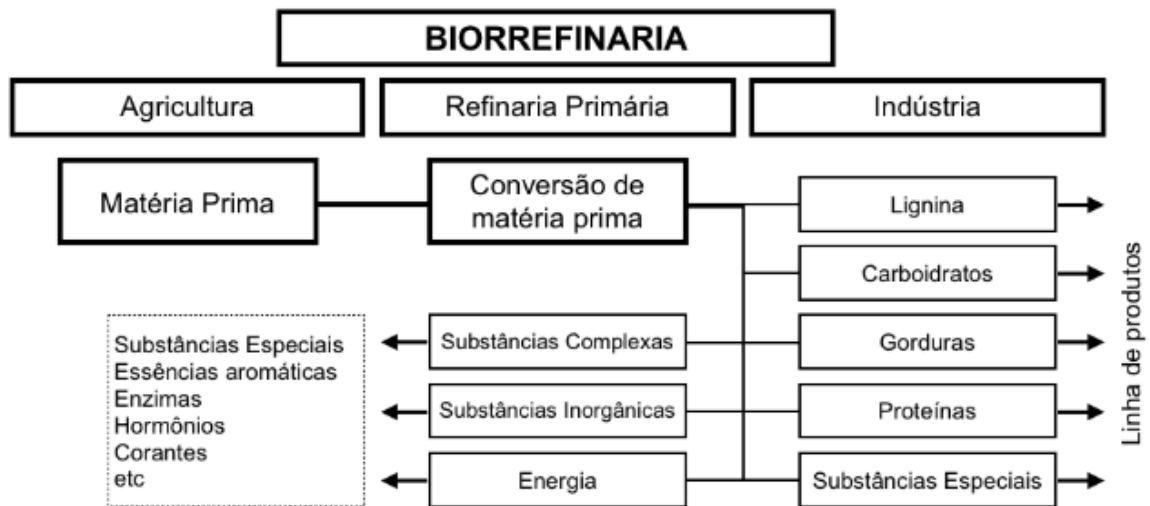
A manutenção e o manejo dos recursos naturais apresentam-se como alguns dos principais desafios enfrentados atualmente na busca pelo desenvolvimento sustentável. De acordo com a Agenda 21, as principais causas da deterioração da qualidade ambiental são os padrões insustentáveis de consumo e produção adotados pelo homem, provocando emissões de poluentes e extração de recursos em uma velocidade incompatível com a capacidade de assimilação e reposição do meio ambiente (ORGANIZAÇÃO DAS NAÇÕES UNIDAS, 1992).

A busca pelo desenvolvimento sustentável tem sido uma grande motivação para que diversos países e grandes empresas proponham a elaboração de alternativas que visem o uso mais racional de energia e recursos. Além disso, são propostas soluções que envolvem a substituição de fontes não renováveis de energia por fontes renováveis, capazes de minimizar a emissão de gases de efeito estufa e ao mesmo tempo promover um uso menos intensivo dos recursos passíveis de se tornarem escassos.

Por um lado, a minimização do consumo de combustíveis fósseis, no que diz respeito à produção de energia, pode ser alcançada a partir de diversas fontes renováveis (tais como energia eólica, solar, hidrelétrica, entre outras). Contudo, em relação a novas fontes de matéria prima, a alternativa às fontes fósseis restringe-se principalmente à utilização da biomassa, especialmente as agrícolas, tais como cana-de-açúcar, milho, entre outras (KAMM, B.; KAMM, M., 2004). Dessa forma, o sucesso das soluções propostas para atingir o desenvolvimento sustentável está diretamente relacionado à intensidade com que será possível mudar a base da produção de bens e serviços dos materiais fósseis para os agricultáveis.

Nesse contexto, o conceito de biorrefinaria tem se tornado cada vez mais frequente e defendido como uma das principais soluções para os problemas relacionados à possível escassez dos recursos não renováveis. De acordo com o U.S. Department of Energy apud Kamm, B. e Kamm, M. (2004), a biorrefinaria é o conceito geral de uma usina na qual a biomassa é extraída e convertida em uma variedade de produtos, da mesma forma como ocorre em uma refinaria petroquímica. Assim, as biorrefinarias combinam as tecnologias necessárias para

transformar a matéria prima em produtos intermediários e, posteriormente, nos produtos finais, como ilustra a Figura 1. A matéria prima definida aqui como biomassa pode ser um produto agrícola (como milho ou cana-de-açúcar), um resíduo orgânico, ou outros produtos passíveis de conversão.



**Figura 1 – Processos desenvolvidos por uma Biorrefinaria**

Fonte: adaptado de Kamm, B. e Kamm, M. (2004).

A conversão da biomassa em diversos produtos nas biorrefinarias, de forma equivalente ao que ocorre com o petróleo nas refinarias, é possível devido à complexa composição de ambos os recursos. Essa composição permite que seja feita uma separação primária em grandes grupos de substâncias, com posterior tratamento e processamento para a obtenção de uma gama extensa de produtos finais. Em sua última fase de desenvolvimento, uma biorrefinaria é capaz de produzir combustíveis, produtos químicos, alimentos, bem como outros produtos pertencentes ao mercado industrial, sendo a flexibilidade de sua produção definida pela demanda (KAMM, B.; KAMM, M., 2004).

## 1.1 As biorrefinarias no Brasil

No Brasil, o conceito de biorrefinaria pode ser intensamente utilizado na busca por fontes renováveis de carbono e energia, devido à presença de um importante recurso em abundância: a cana-de-açúcar. Existente no país desde a

década de 1530, quando os colonizadores portugueses iniciaram as primeiras plantações, a produção de cana-de-açúcar é a mais antiga atividade econômica nacional de larga escala. Atualmente, as usinas existentes no país têm como objetivo a produção de três elementos principais: açúcar, etanol e eletricidade.

Dos produtos obtidos nas usinas, o açúcar é o mais tradicional e possui grande importância na economia nacional: atualmente, o Brasil é responsável por 25% da produção e 50% da exportação mundial de açúcar, sendo que aproximadamente 2/3 do que é produzido é exportado para mais de 100 países. O etanol, por sua vez, apresenta grande importância no setor de transportes, sendo considerado um combustível renovável competitivo no mercado e com baixas emissões de carbono. O Brasil é o maior produtor de etanol a partir da cana-de-açúcar (de modo alternativo ao etanol à base de milho, produzido comumente em diversos países) e pioneiro em sua ampla utilização como combustível de veículos automotores.

A eletricidade produzida a partir da cana tem origem na fotossíntese, processo a partir do qual a planta armazena energia solar em seu caldo, bagaço e palha. Para aproveitar essa energia, as indústrias de cana-de-açúcar realizam a combustão do bagaço e, por vezes, da palha resultante de seu processamento, produzindo o vapor e a eletricidade necessários para suas atividades. Muitas vezes, essas indústrias produzem excedentes de energia, os quais podem ser vendidos para companhias do setor energético e contribuem para abastecer diversas cidades brasileiras. Segundo a Agência Nacional de Energia Elétrica (2013), o bagaço de cana é utilizado em 369 usinas, o que corresponde a 8.893 MW de capacidade instalada de geração de eletricidade, 6,73% do total no país.

Os próximos desafios para o Brasil envolvendo a biorrefinaria de cana-de-açúcar e seus possíveis produtos encontram-se na possibilidade de produzir biocombustíveis e bioplásticos. Os biocombustíveis representam uma alternativa para o uso de combustíveis fósseis, sendo também conhecidos como *drop-in fuels*, por serem compatíveis com as engrenagens, tubulações e postos de combustíveis existentes para os combustíveis a serem substituídos. Os bioplásticos, por sua vez, podem ser produzidos a partir do etanol proveniente da cana-de-açúcar em substituição ao petróleo, possuindo as mesmas características químicas e físicas dos polímeros convencionais, com a vantagem de serem 100% recicláveis (SUGARCANE, 2013). Além disso, pode-se citar como importante desafio a

produção economicamente viável do etanol de segunda geração, obtido a partir do material lignocelulósico da cana-de-açúcar (bagaço e palha).

## **1.2 Modelos de simulação**

Diante da complexidade das biorrefinarias, pode-se concluir que a elaboração de ferramentas capazes de simular a introdução de novas tecnologias torna-se indispensável para avaliar a viabilidade dos processos. Nesse ramo, destaca-se o Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), criado com o objetivo de solucionar os gargalos existentes no ciclo produtivo de etanol à base de cana-de-açúcar. O CTBE conta atualmente com cinco programas que representam seu eixo de ação, sendo eles: Programa Agrícola, Programa Industrial, Programa de Sustentabilidade, Programa de Pesquisa Básica e Programa de Avaliação Tecnológica. Este último tem como objetivo o desenvolvimento de uma plataforma de simulação chamada Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), criada para avaliar a integração de novas tecnologias relacionadas ao setor sucroalcooleiro (BONOMI et al., 2011).

Entretanto, além dos desafios relacionados ao desenvolvimento de novas tecnologias voltadas para a obtenção de produtos advindos da cana-de-açúcar, o desempenho das biorrefinarias depende também da eficiência de uso dos recursos naturais em seus processos, dentre os quais se destaca o uso da água. Isso, pois o setor sucroalcooleiro, apesar de ser responsável pela produção de energias renováveis e diversos produtos, é hidroatensivo: no Estado de São Paulo, um dos principais produtores do país, a utilização de água pelo setor corresponde a 12% de todos os usos consuntivos (MACHADO, 2009), ou seja, usos de água que provocam a redução de sua disponibilidade na fonte.

Dessa forma, é conferida grande responsabilidade ao setor no sentido de realizar uma utilização racional desse recurso, através do desenvolvimento de tecnologias modernas. De acordo com Skaf (2009), o desenvolvimento de uma consciência no que diz respeito ao uso da água é indispensável principalmente na cadeia produtiva dos biocombustíveis, um dos mais importantes diferenciais competitivos do Brasil neste século. Atualmente, o setor sucroenergético mostra-se

preocupado quanto à questão do uso racional da água em seus processos produtivos, implantando rigorosos programas de gestão ambiental.

O Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), por exemplo, vem propondo desde 1995 a estratégia de redução da captação em usinas, tendo sugerido metas de 1 m<sup>3</sup>/t.cana para a captação e zero para o lançamento de efluentes. Para isso, a carga orgânica deve ser tratada através da utilização dos despejos juntamente com a vinhaça na fertirrigação do solo, fazendo com que a quantidade de água consumida se aproxime à quantidade captada (ELIA NETO, 2008).

### 1.3 Objetivos

O desenvolvimento de um modelo capaz de representar o uso de água em usinas de cana-de-açúcar torna-se especialmente importante quando se trata da análise de processos complexos como os que ocorrem em uma biorrefinaria. Por essa razão, pretende-se neste trabalho elaborar uma ferramenta de cálculo do balanço hídrico em usinas e implementá-la na Biorrefinaria Virtual (BVC) do Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), configurada para representar uma usina produtora de eletricidade, açúcar e etanol de primeira geração.

Por fim, é também objetivo deste trabalho realizar um estudo de caso em uma usina real, analisando *in loco* os usos de água necessários em seus processos produtivos. Para isso, escolheu-se a usina Nossa Senhora Aparecida, localizada no município de Itapira (SP) e pertencente ao Grupo Virgolino de Oliveira. Esse estudo permite que as necessidades de uso de água em cada etapa do processo produtivo de usinas com destilarias anexas sejam melhor compreendidas, fornecendo uma base para a elaboração da ferramenta de cálculo.

## **2 LEVANTAMENTO DE PROJETOS E ESTUDOS PRÉVIOS**

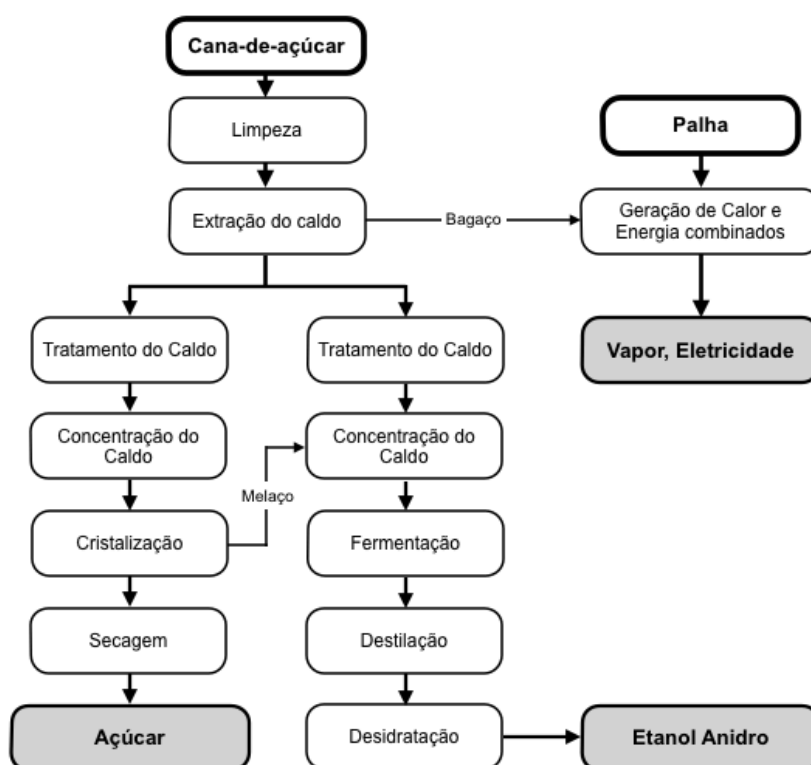
Este item apresenta o levantamento de projetos e estudos prévios necessários para o desenvolvimento do trabalho. São descritas de forma breve as etapas envolvidas no processo produtivo convencional e em novas tecnologias relacionadas à indústria da cana-de-açúcar, bem como a metodologia utilizada no modelo criado pelo Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), a Biorrefinaria Virtual. Por fim, são apresentados os cálculos necessários para a caracterização do balanço de água envolvido no processo produtivo de usinas de cana-de-açúcar, detalhando os usos específicos médios de água em cada fase de produção.

### **2.1 O processamento convencional da cana-de-açúcar**

O processamento da cana-de-açúcar no Brasil para obtenção de seus produtos ocorre, em geral, em dois tipos de unidades industriais: destilarias autônomas e usinas com destilarias anexas. As destilarias autônomas dedicam-se apenas à produção de etanol, enquanto as usinas com destilarias anexas são capazes de produzir açúcar e etanol, além de energia para cogeração e, em alguns casos, excedente energético. No Brasil, 70% das usinas de cana-de-açúcar são classificadas como pertencentes a esta última categoria (BNDES; CGEE, 2008 apud BONOMI et al., 2011).

Devido a sua capacidade de produção diversificada, as usinas com destilarias anexas de cana-de-açúcar existentes no Brasil podem ser consideradas biorrefinarias, ou seja, são capazes de converter os insumos (cana-de-açúcar) em uma grande variedade de produtos, tais como açúcar, etanol, eletricidade, entre outros. Segundo Bonomi et al. (2011), essas usinas operam em geral utilizando 50% do caldo extraído da cana para a produção de açúcar e 50% para a produção de etanol, existindo ainda uma certa flexibilidade de operação que permite a variação da fração de caldo utilizada. Essa flexibilidade, entretanto, não é total, visto que pode ser limitada por restrições de projeto e unidades disponíveis para a produção.

As principais operações unitárias desenvolvidas na fase industrial de usinas com destilarias anexas são: recepção e limpeza da cana, preparo e extração do caldo, tratamento do caldo, fabricação de açúcar, fermentação, destilação, desidratação e geração de energia, conforme ilustrado na Figura 2. A seguir, é feita uma breve descrição dos principais processos envolvidos na produção de açúcar, etanol e eletricidade, baseada nos estudos de Pellegrini (2009).



**Figura 2 – Diagrama esquemático do processamento da cana-de-açúcar**

Fonte: adaptado de Bonomi et al. (2011).

### 2.1.1 Recepção e limpeza da cana

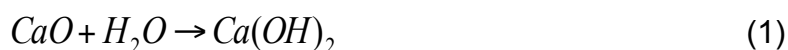
Após o transporte e recepção da cana-de-açúcar na unidade industrial, é realizada a limpeza da cana com o objetivo de eliminar as impurezas advindas do campo. Essa limpeza é feita com água de lavagem, a qual pode ser reutilizada ao final do processo, sendo necessário para isso a eliminação das impurezas retidas. É importante ressaltar que a lavagem da cana pode ser realizada somente no caso de colheita manual, pois na colheita mecanizada a cana já vem picada dos campos e sua lavagem pode resultar em perdas de açúcares.

### 2.1.2 Preparo da cana e extração do caldo

O preparo da cana-de-açúcar consiste em sua desintegração, com o objetivo de facilitar o processo de extração de caldo. Depois da preparação, a cana passa por um ímã com o objetivo de remover possíveis partículas metálicas existentes, sendo então enviada para a etapa de extração. Nessa etapa, a cana-de-açúcar é levada até a moenda, a qual conta com rolos de esmagamento que permitem a extração do caldo (composto por água, sucrose e outros açúcares) e a separação das fibras (bagaço). O processo deve ser realizado de forma que seja possível obter a máxima quantidade de caldo, além de um bagaço com umidade suficiente para ser queimado nas caldeiras para geração de energia e vapor.

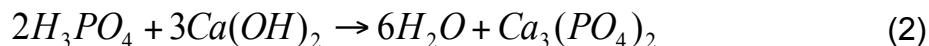
### 2.1.3 Tratamento do caldo

Também conhecida como clarificação, essa fase tem como objetivos principais a elevação do pH e a remoção de substâncias indesejáveis e material insolúvel presentes no caldo. Pode ser dividida em diversas sub-etapas: aquecimento, adição de ácido fosfórico, produção de leite de cal, caleação, aquecimento e desaeração, produção de floculante, decantação e filtração. O aquecimento favorece a desnaturação das proteínas e a redução do nível de amido, o que permite uma menor adição posterior de  $\text{Ca(OH)}_2$ . Após o aquecimento, adiciona-se ácido fosfórico com o objetivo de aumentar a taxa de sedimentação, concentrar mais o lodo, facilitar o processo de filtração e melhorar a qualidade do açúcar (DIAS, 2008). O leite de cal (hidróxido de cálcio) é preparado em um tanque rotativo, onde  $\text{CaO}$  é misturado com água segundo a Reação 1 e é posteriormente enviado para os tanques de armazenagem.

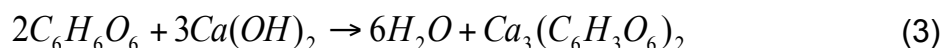


Logo em seguida, há a fase de caleação, na qual o hidróxido de cálcio reage com o ácido fosfórico formando fosfato de cálcio, segundo a Reação 2:





Após adição de leite de cal e aquecimento, ocorre a coagulação. É importante lembrar que a quantidade de leite de cal utilizada é diferente no tratamento do caldo para o açúcar e para o etanol. A caleação favorece a eliminação de parte dos nutrientes e micronutrientes presentes no caldo, que seriam favoráveis ao processo fermentativo, além de favorecer a formação de incrustações nas colunas de destilação. Por esses motivos, a quantidade de cal utilizada no tratamento de caldo para produção de etanol deve ser menor – o valor adequado ainda não está bem definido – do que aquela utilizada na produção de açúcar (COPERSUCAR, 1987). Durante a caleação, ocorrem também reações entre hidróxido de cálcio e ácidos orgânicos (ácido aconítico), produzindo sais de cálcio (aconitato de cálcio), de acordo com a Reação 3:



O caldo que sai da etapa de caleação tem sua pressão elevada, é aquecido e desaerado, de modo a eliminar o ar dissolvido no caldo que dificulta a decantação das impurezas mais leves. Em seguida, o caldo desaerado recebe adição de polímero, que melhora a floculação e torna a decantação mais rápida, além de diminuir o volume de lodo e não modificar o pH (MANTELLATO, 2009). Posteriormente, o caldo com floculante é enviado para um decantador, onde ocorre a separação do material clarificado e do lodo. O caldo que sai do decantador precisa passar por um processo de filtração para recuperação dos açúcares, onde é separado o lodo do decantador. O caldo resultante vai para a etapa de evaporação.

#### **2.1.4 Fabricação de açúcar**

Nessa fase, o caldo clarificado é concentrado através da evaporação, com o objetivo de eliminar a água e produzir cristais de açúcar. O processo de evaporação transforma o vapor de escape das turbinas da usina em vapor vegetal, empregado em processos de aquecimento envolvidos no sistema. Feita a evaporação, a solução açucarada resultante é enviada para as centrífugas, as quais separam os cristais de

sacarose da solução, permitindo a obtenção de açúcar e do melaço. O açúcar obtido é então enviado para secadores para retirada da umidade e ensacado, enquanto o melaço é utilizado para a produção de etanol.

### **2.1.5 Fermentação e Destilação**

Para a produção de etanol, uma parte do caldo clarificado é misturada com o melaço, formando o mosto, o qual é destinado à fermentação. Nesse processo, os açúcares são transformados em álcool e é produzido o vinho. Esse vinho é então levado à etapa de destilação, que tem como objetivo a produção de álcool etílico carburante. As diferentes substâncias são separadas de acordo com suas volatilidades em três colunas de destilação e duas de retificação e é produzido assim o etanol hidratado (teor de etanol entre 92,6% e 93,8% em massa (DIAS, 2008)), bem como a vinhaça e outros subprodutos.

### **2.1.6 Desidratação**

Nessa etapa, o álcool hidratado obtido na etapa de destilação é desidratado para a produção etanol anidro (teor de etanol 99,3% em massa), produto final do processo produtivo do etanol. A desidratação do etanol não pode ser feita por meio de destilação convencional devido à existência de azeótropo com concentração de etanol de 95,6% em massa a 1 atm (DIAS, 2008). Portanto, devem ser utilizados outros métodos de separação, tais como a destilação azeotrópica, realizada na maior parte dos casos. Uma outra técnica adotada por usinas mais modernas é a adsorção em peneiras moleculares, processo que consome menos energia do que a destilação azeotrópica e não faz uso de solventes. Neste processo, utilizam-se três leitos de zeólitos – um deles sempre em regeneração – para adsorver a água presente no etanol hidratado. Como produto de topo do sistema de adsorção é obtida uma solução de etanol que, após resfriada, é novamente alimentada às colunas de destilação, enquanto que como produto de fundo é obtido etanol anidro resfriado.

### **2.1.7 Geração de energia**

A energia e o vapor, utilizados nos processos produtivos convencionais de uma usina com destilaria anexa, podem ser obtidos a partir da queima do bagaço gerado na extração do caldo (e, em alguns casos, da palha remanescente no campo após a colheita). Atualmente, todas as usinas brasileiras são autossuficientes no que diz respeito ao fornecimento de energia para seus processos, sendo considerada também a possibilidade de comercialização do excedente energético.

## **2.2 A segunda geração do etanol**

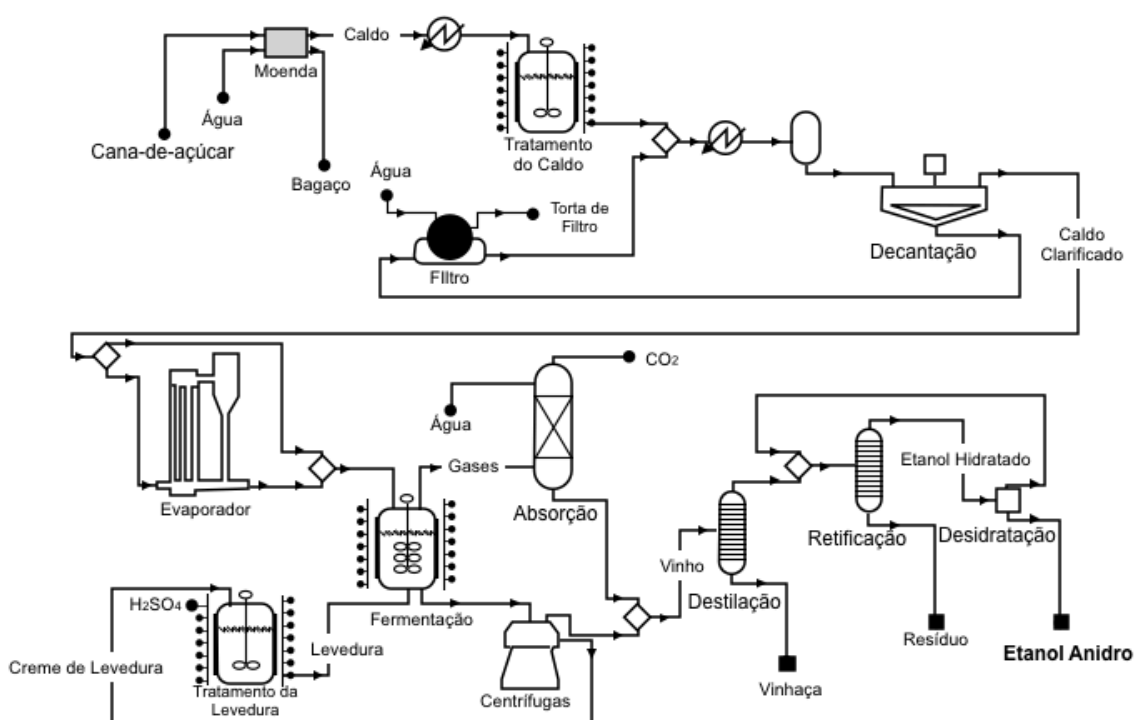
Atualmente, as tecnologias existentes permitem que o bagaço obtido na extração do caldo da cana-de-açúcar, bem como uma fração da palha remanescente nos campos após a colheita sejam queimados em caldeiras, com o objetivo de produzir energia e vapor para os processos desenvolvidos nas usinas. Entretanto, novas tecnologias têm sido desenvolvidas visando um uso mais eficiente desses resíduos, dentre as quais se destaca a técnica de produção de etanol de segunda geração, realizada atualmente em escala laboratorial.

Nessa tecnologia, o bagaço e a palha da cana-de-açúcar (compostos por celulose, hemicelulose e lignina) passam primeiramente por um processo de lavagem e pré-tratamento, o qual aumenta sua área superficial. Feito isso, são aplicadas enzimas que quebram a celulose do material e a transformam em glicose, a qual pode ser fermentada pelos mesmos micro-organismos envolvidos na produção de etanol de primeira geração. Assim, é possível encaminhar o produto resultante para a etapa de destilação, produzindo álcool, além de utilizar os sólidos residuais na geração de vapor e energia (LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL, 2013).

Atualmente, a tecnologia de produção de etanol de segunda geração não é considerada competitiva no mercado. O bagaço resultante da extração do caldo é inteiramente encaminhado às caldeiras para produção de vapor e eletricidade, em alguns casos juntamente com uma parte da palha remanescente nos campos após a colheita mecanizada (a outra parte é deixada nos campos para fertilização do solo). A eletricidade excedente produzida no processo de cogeração é, em geral, vendida

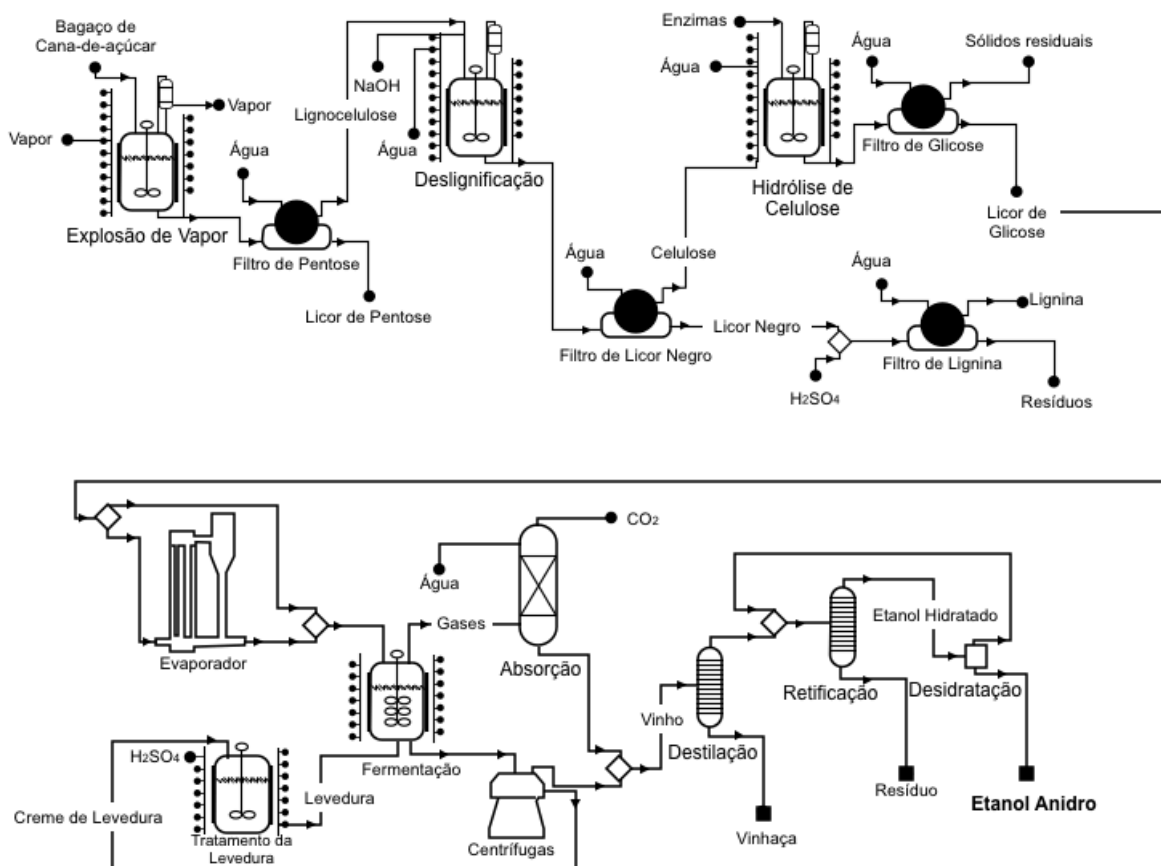
e integrada no sistema interligado de produção e transmissão de energia elétrica nacional.

Dessa forma, o aprimoramento das tecnologias de produção de etanol de segunda geração e a redução de seus custos irão resultar em uma concorrência dentro das próprias usinas, as quais deverão decidir entre a produção de etanol celulósico e a queima do bagaço e da palha para venda de excedente energético. A Figura 3 e a Figura 4 ilustram as principais etapas envolvidas no processo produtivo do etanol de primeira e segunda geração:



**Figura 3 – Etapas envolvidas na produção de etanol de primeira geração**

Fonte: adaptado de Dias et al. (2010).



**Figura 4 – Etapas envolvidas na produção de etanol de segunda geração**

Fonte: adaptado de Dias et al. (2010).

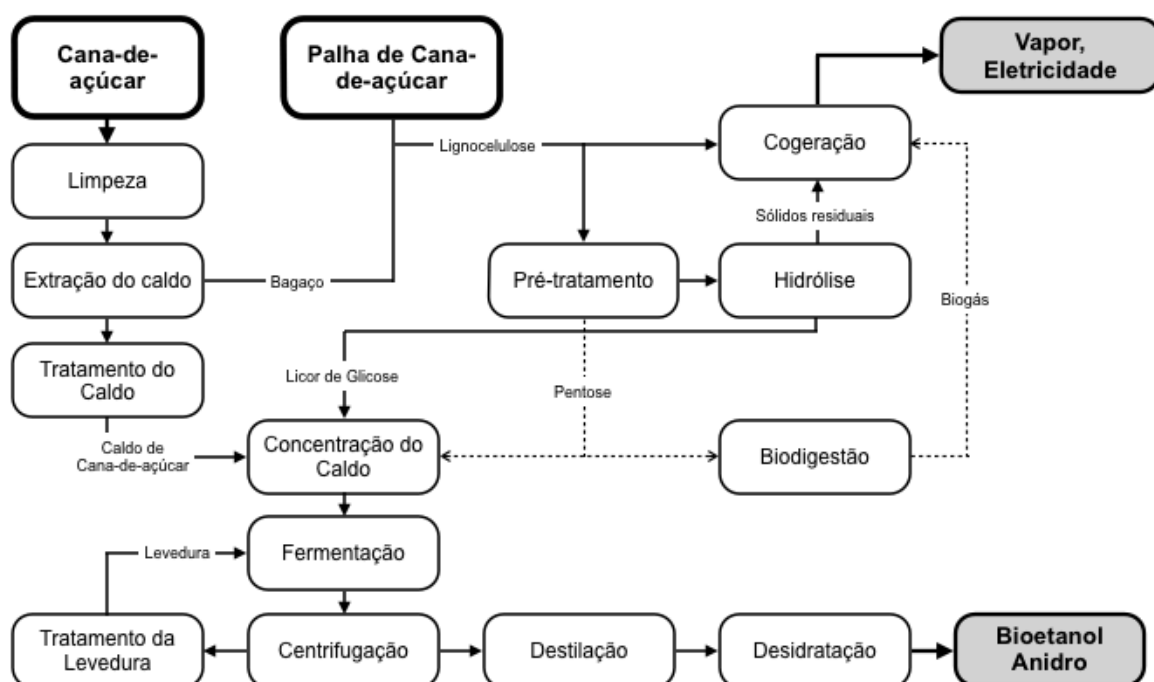
A produção de etanol de segunda geração pode ser desenvolvida tanto em usinas individuais destinadas somente a sua produção, quanto em usinas de primeira geração, de forma integrada. Na produção integrada, a etapa de pré-tratamento e hidrólise produz o licor de pentoses, o qual é separado dos sólidos pré-tratados através de um filtro, podendo ser destinado à etapa de fermentação para produção de etanol ou à etapa de digestão anaeróbia, para produção de biogás e sua posterior utilização na cogeração de energia e vapor.

A fração sólida resultante da filtração é levada à etapa de hidrólise enzimática, produzindo um licor hidrolisado e sólidos residuais. O licor é misturado ao caldo da cana e assim as etapas de concentração, fermentação, destilação e desidratação são compartilhadas pelos dois processos. Os sólidos residuais, por sua vez, podem ser usados como combustíveis no processo de cogeração.

As tendências atuais indicam que a tecnologia de produção de etanol celulósico deve ser acoplada à produção de etanol de primeira geração, implementando o processo produtivo existente atualmente nas usinas de cana-de-

açúcar. De acordo com o pesquisador Marcos Buckeridge do CTBE, a decisão a ser tomada pelas usinas no que diz respeito ao destino dado ao bagaço e à palha dependerão, no futuro, dos preços de mercado relativos ao etanol e à eletricidade (LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL, 2013).

A Figura 5 ilustra os principais processos desenvolvidos na produção de etanol em usinas integradas de primeira e segunda geração:



**Figura 5 – Produção integrada de etanol de primeira e segunda geração**

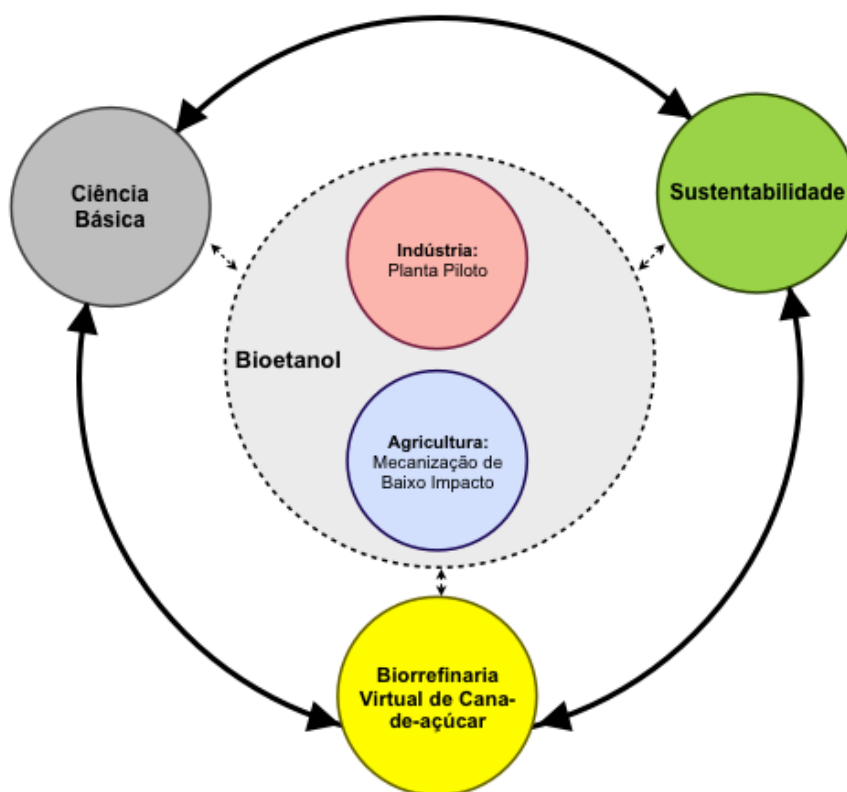
Fonte: adaptado de Dias et al. (2011).

## 2.3 Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE)

O Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE) é uma instituição de pesquisa, desenvolvimento e inovação (P, D & I) na área de cana-de-açúcar e etanol. Composto por uma unidade industrial e por diversos laboratórios, o CTBE atua junto à comunidade científico-tecnológica e ao setor produtivo, buscando contribuir para a liderança brasileira no que diz respeito às fontes renováveis de energia e de insumos para a indústria química. Sua criação foi proposta com o objetivo de solucionar os gargalos existentes no ciclo produtivo do etanol de cana-

de-açúcar, identificados a partir de um estudo realizado no Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE) (LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL, 2011).

Os gargalos definidos nesse estudo motivaram a criação de programas que representam o eixo de ação do CTBE, sendo eles: Programa Agrícola, Programa Industrial, Programa de Sustentabilidade, Programa de Avaliação Tecnológica e Programa de Pesquisa Básica. Neste trabalho, foram realizadas visitas técnicas e estudos que permitiram o levantamento de dados referentes principalmente ao Programa de Avaliação Tecnológica, no qual foi desenvolvida a plataforma de simulação chamada Biorrefinaria Virtual, além da visita à Planta Piloto para o Desenvolvimento de Processos, pertencente ao Programa Industrial. A Figura 6 ilustra os cinco Programas desenvolvidos pelo CTBE e seu relacionamento integrado:



**Figura 6 – Eixo de ação do CTBE**  
 Fonte: adaptado de Bonomi et al. (2011).

### **2.3.1 Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC)**

Segundo Bonomi et al. (2011), a Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar é uma plataforma de simulação que permite a avaliação da integração de novas tecnologias relacionadas ao setor sucroalcooleiro com as tecnologias utilizadas atualmente em sua cadeia produtiva. Dentre as novas tecnologias avaliadas, podem-se citar a produção de etanol celulósico, novas estratégias agrícolas para a produção de cana-de-açúcar, bem como novas estratégias de uso do etanol como biocombustível. Além disso, o modelo também é utilizado para avaliar o sucesso alcançado pelas pesquisas desenvolvidas na Planta Piloto para Desenvolvimento de Processos (PPDP), pertencente ao Programa Industrial, e pelas inovações propostas no Programa Agrícola.

Os principais objetivos definidos pelo Programa de Avaliação Tecnológica são: desenvolver uma ferramenta capaz de calcular indicadores de sustentabilidade de tecnologias agrícolas e industriais e realizar avaliações e comparações periódicas do estágio de desenvolvimento da tecnologia relacionada à produção de etanol. Essas comparações periódicas podem ser feitas para usinas de primeira geração, segunda geração, ou primeira e segunda geração integradas, considerando tanto níveis médios de produção como níveis otimizados.

#### *2.3.1.1 O modelo matemático da Biorrefinaria Virtual*

A criação de um modelo matemático capaz de simular os diferentes processos desenvolvidos em toda a cadeia produtiva da cana-de-açúcar, nas fases agrícola, industrial e comercial, permite que conceitos e processos sejam otimizados, que diferentes alternativas relativas à sustentabilidade sejam analisadas e que o estágio de desenvolvimento das novas tecnologias incluídas no estudo seja avaliado. De maneira geral, as avaliações das simulações realizadas pelo modelo consideram seus impactos ambientais, econômicos e sociais.

Para os impactos ambientais, são considerados os fatores: balanço de energia, emissão de gases de efeito estufa, consumo de água e outros impactos incluídos na Análise do Ciclo de Vida, tais como acidificação, nitrificação, eutrofização e efeitos tóxicos. Para os impactos econômicos, são considerados



principalmente o investimento necessário, taxa interna de retorno, custos de produção, entre outros. Por fim, os impactos sociais consideram os impactos locais causados pela mecanização da colheita, automação do setor agrícola, além do uso da terra, relações com a comunidade, etc.

### 2.3.1.2 A fase agrícola

A simulação da fase agrícola envolvida no processo produtivo da cana-de-açúcar é feita através de um modelo denominado Canasoft. Esse modelo é composto por uma planilha que inclui as informações detalhadas a respeito das seguintes operações: pré-plantio, preparação do solo, plantio, cultivo, colheita e transporte da cana-de-açúcar. A Figura 7 ilustra a integração entre os modelos Canasoft e Biorrefinaria Virtual:

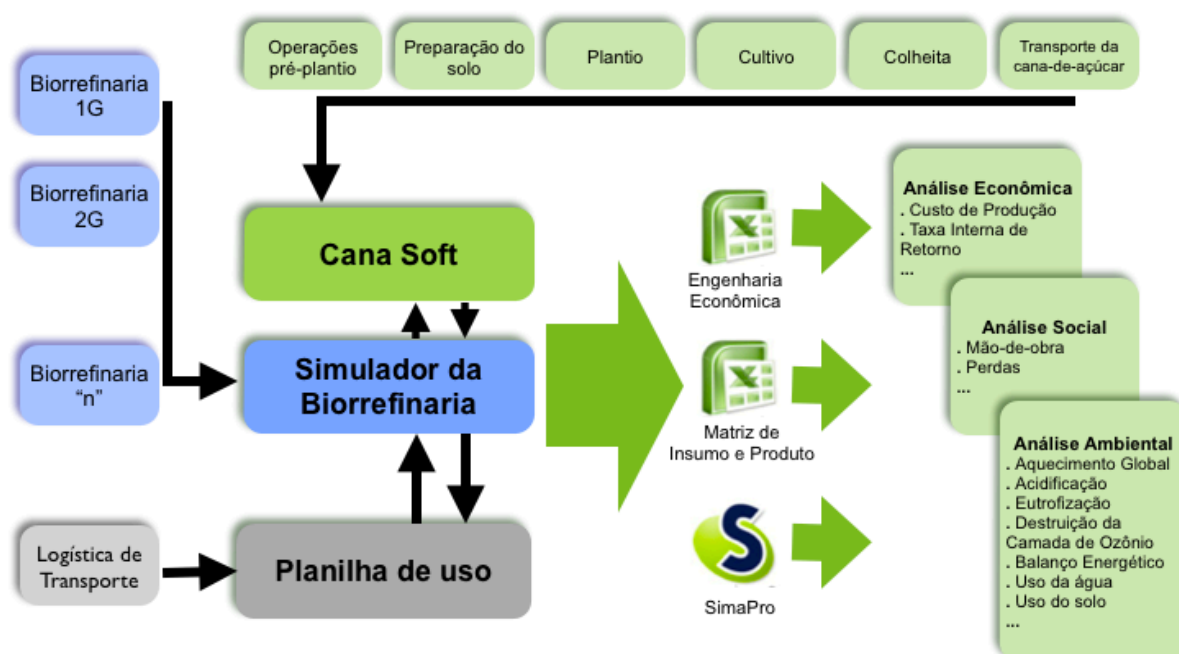
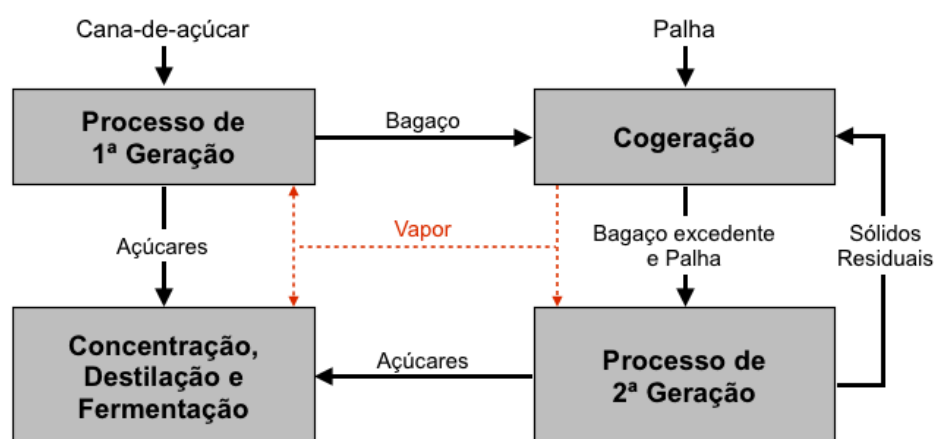


Figura 7 – Integração entre os modelos Canasoft e Biorrefinaria Virtual

Fonte: adaptado de Bonomi et al. (2011).



Devido à necessidade de garantir o suprimento energético do sistema, a convergência do modelo não é fácil de ser atingida. Isso ocorre, pois a quantidade de material lignocelulósico destinada à segunda geração do etanol (e portanto não destinada à geração de energia por queima nas caldeiras) depende da quantidade de resíduos produzida nas operações de segunda geração e de todo o consumo de vapor do processo. Esse consumo, por sua vez, depende da quantidade de licor hidrolisado destinado à fermentação juntamente com o caldo da cana-de-açúcar. Dessa forma, a convergência do modelo é atingida quando o vapor necessário para o processo é igual à energia produzida no sistema de cogeração, conforme ilustrado na Figura 9:



**Figura 9 – Esquema das interações entre os blocos da simulação (configuração 1G2G)**

Fonte: adaptado de Bonomi et al. (2011).

### 2.3.2 Planta Piloto para Desenvolvimento de Processos

A Planta Piloto para Desenvolvimento de Processos (PPDP) tem o objetivo de realizar pesquisas ligadas ao ciclo cana-de-açúcar/etanol em escala semi-industrial. A PPDP representa uma alternativa para a área científica, ao permitir que a eficácia de experimentos realizados em laboratório seja testada em escalas maiores, bem como para a área empresarial, visto que se pode avaliar o aprimoramento de tecnologias a partir de ensaios realizados em uma escala inferior à utilizada comercialmente. Além disso, a PPDP visa o desenvolvimento de novas técnicas de produção do etanol celulósico e de outros produtos de alto valor agregado a partir da

cana-de-açúcar, baseando-se no conceito de biorrefinaria, o qual trata a cana como matéria prima para diversos produtos, devido ao fato de ser uma fonte de carbono.

Embora seu objetivo principal seja testar tecnologias relacionadas à produção de etanol de segunda geração, a PPDP também permite a otimização do processo de produção de etanol de primeira geração, bem como o desenvolvimento de novos produtos ligados à indústria do etanol. Com uma área construída de 2.500 m<sup>2</sup>, a PPDP permite a obtenção de dados de balanços de massa e energia, bem como de parâmetros de processos. Esses dados possibilitam a realização de estudos paramétricos que avaliam o desempenho técnico, econômico e ambiental de novas tecnologias propostas.

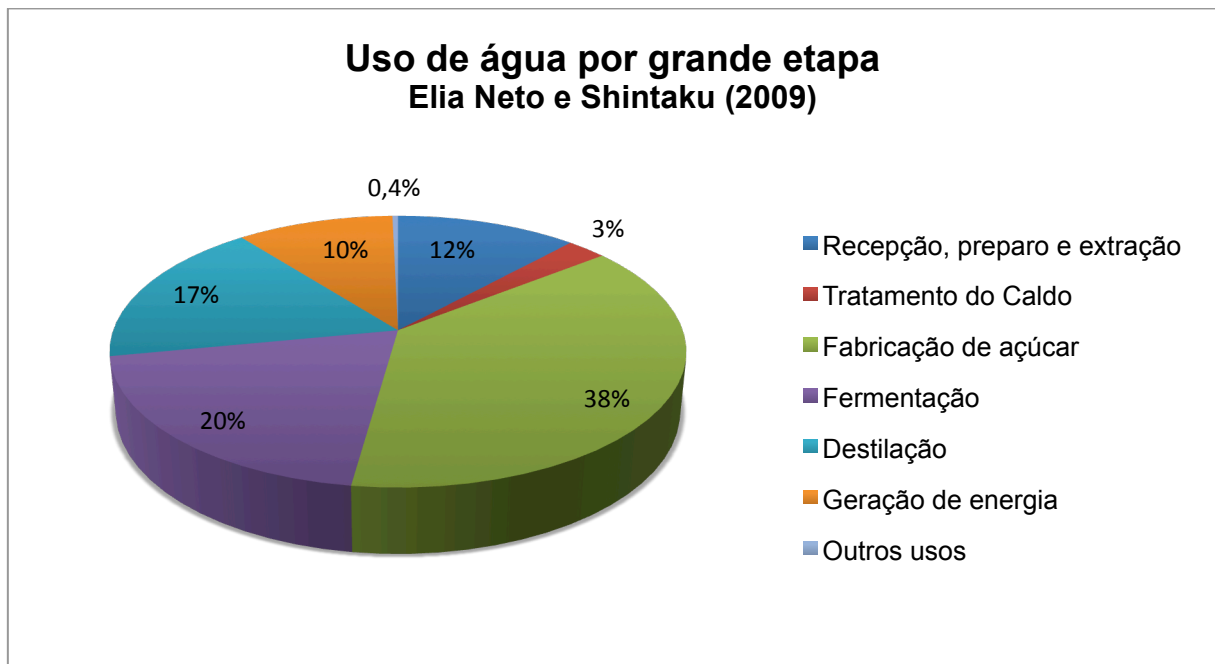
Portanto, a PPDP é uma unidade que permite reproduzir com fidelidade as condições de operação de usinas de cana-de-açúcar em escala industrial, estando apta tanto para incorporar novos processos como para otimizar processos já existentes. O sucesso de suas pesquisas pode ser medido através de simulações realizadas na Biorrefinaria Virtual, que avaliam os impactos sociais, ambientais e econômicos das tecnologias incorporadas à PPDP.



**Figura 10 – Visita Técnica à PPDP**

## 2.4 O balanço de água em usinas de cana-de-açúcar

O uso médio de água de uma usina com destilaria anexa configurada para a produção de 50% de açúcar e 50% de etanol é de 22 m<sup>3</sup>/t.cana. Desse total, pode-se afirmar que 37,8% da água é utilizada no processo de produção de açúcar e 37,1% é utilizada no processo de produção do etanol (fermentação e destilação). A geração de energia, por sua vez, consome 10,2% da água total utilizada nos processos produtivos, sendo o restante consumido no setor de recepção, preparo e extração, bem como no tratamento do caldo e em outros usos. A Figura 11 apresenta a distribuição dos usos de água necessários em cada grande etapa do processo produtivo e a Tabela 1 apresenta um resumo dos principais dados referentes ao uso de água em usinas com destilarias anexas, tratando-se de uma adaptação e atualização de valores históricos (ELIA NETO; SHINTAKU, 2009).



**Figura 11 – Uso de água por grande etapa em usinas com destilarias anexas**

**Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).**

**Tabela 1 – Usos médios de água em usinas de cana-de-açúcar**

Setor	Finalidade	Uso específico	Uso médio		
			(m³/t.cana)	(%)	
Recepção, preparo e extração	Lavagem da cana	2,200	m³/t.cana total	2,200	9,9
	Embebição	0,250	m³/t.cana total	0,250	1,1
	Resfriamento dos mancais	0,035	m³/t.cana total	0,035	0,2
	Resfriamento do óleo	0,130	m³/t.cana total	0,130	0,6
	Subtotal			2,615	11,8
Tratamento do Caldo	Resfriamento coluna sulfitação	0,100	m³/t.cana açúcar	0,050	0,2
	Preparo do leite e cal	0,030	m³/t.cana total	0,030	0,1
	Preparo do polímero	0,015	m³/t.cana açúcar	0,008	0,0
	Aquecimento do caldo	160	kg vap/t.cana aç.	0,080	0,4
		50	kg vap/t.cana et.	0,025	0,1
	Lavagem da torta	0,030	m³/t.cana total	0,030	0,1
	Condensadores dos filtros	0,300 a 0,350	m³/t.cana total	0,350	1,6
Subtotal			0,573	2,6	
Fabricação de açúcar	Evaporação do caldo	0,414	t/t.cana açúcar	0,207	0,9
	Condens./multijatos evaporação	4 a 5	m³/t.cana açúcar	2,250	10,2
	Cozimento do açúcar	0,170	t/t.cana açúcar	0,085	0,4
	Conden./multijatos cozimento	8 a 15	m³/t.cana açúcar	5,750	26,0
	Diluição de méis e magmas	0,050	m³/t.cana açúcar	0,030	0,1
	Retardamento do cozimento	0,020	m³/t.cana açúcar	0,010	0,0
	Lavagem do açúcar	0,030	m³/t.cana açúcar	0,015	0,1
	Retentor de pó do açúcar	0,040	m³/t.cana açúcar	0,020	0,1
Subtotal			8,367	37,8	
Fermentação	Preparo do mosto	0 a 10	m³/m³ et. resid.	0,100	0,5
	Resfriamento do mosto	30	m³/m³ etanol	1,250	5,6
	Preparo do pé-de-cuba	0,010	m³/m³ etanol	0,001	0,0
	Lavagem gases da fermentação	1,5 a 3,6	m³/m³ etanol	0,015	0,1
	Resfriamento das dornas	60 a 80	m³/m³ etanol	3,000	13,6
Subtotal			4,366	19,7	
Destilação	Aquecimento (vapor)	3,5 a 5	kg/L etanol	0,360	1,6
	Resfriamento condensadores	80 a 120	m³/m³ etanol	3,500	15,8
Subtotal			3,860	17,4	
Geração de energia	Produção de vapor direto	400 a 600	kg/t cana total	0,500	2,3
	Dessuperaquecimento	0,030	L/kg vapor	0,015	0,1
	Lavagem de gases da caldeira	2	m³/t vapor	1,000	4,5
	Limpeza dos cinzeiros	0,500	m³/t vapor	0,250	1,1
	Resf. óleo e ar turbogeradores	15	L/kW	0,500	2,3
	Água torres de condensação	38	m³/t vapor	6,000	27,1
Subtotal			2,265	10,2	
Outros	Limpeza pisos e equipamentos	0,050	m³/t cana total	0,050	0,2
	Uso potável	70	L/funcionário.dia	0,030	0,1
Subtotal			0,080	0,4	
Total				22,126	100,0

**Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).**

A realização de um balanço hídrico industrial para determinar os usos de água em cada etapa do processo produtivo da cana-de-açúcar, conforme detalhados na Tabela 1, depende principalmente da determinação dos balanços de massa e de vapor envolvidos. Para isso, foi realizado um levantamento dos estudos efetuados por Elia Neto e Shintaku (2009), os quais estimaram os usos de água relativos a

cada grande setor da usina, a saber: Recepção, Preparo da Cana e Extração do Caldo, Tratamento do Caldo, Fabricação de Açúcar, Fermentação, Destilação do Etanol e Geração de Energia. Os itens a seguir apresentam uma descrição do balanço de água para cada um dos processos citados e os cálculos envolvidos nos mesmos. Todas as equações apresentadas foram desenvolvidas por Elia Neto e Shintaku (2009).

#### 2.4.1 Água na recepção, preparo da cana e extração do caldo

As etapas de recepção, preparo da cana e extração do caldo são as primeiras etapas do processo produtivo das usinas de cana-de-açúcar. Nelas, a cana é lavada, picada (caso tenha sido realizada colheita manual), desfibrada e moída, para que seja possível extrair o caldo, com a consequente produção do bagaço. Esse, por fim, é destinado à queima nas caldeiras para produção de energia. Nessas etapas, existem quatro principais atividades que utilizam água: a lavagem da cana, a embebição, o resfriamento dos mancais das moendas e o resfriamento do óleo dos equipamentos de preparo e extração. A Figura 12 ilustra o fluxograma das etapas de recepção, preparo da cana e extração do caldo:

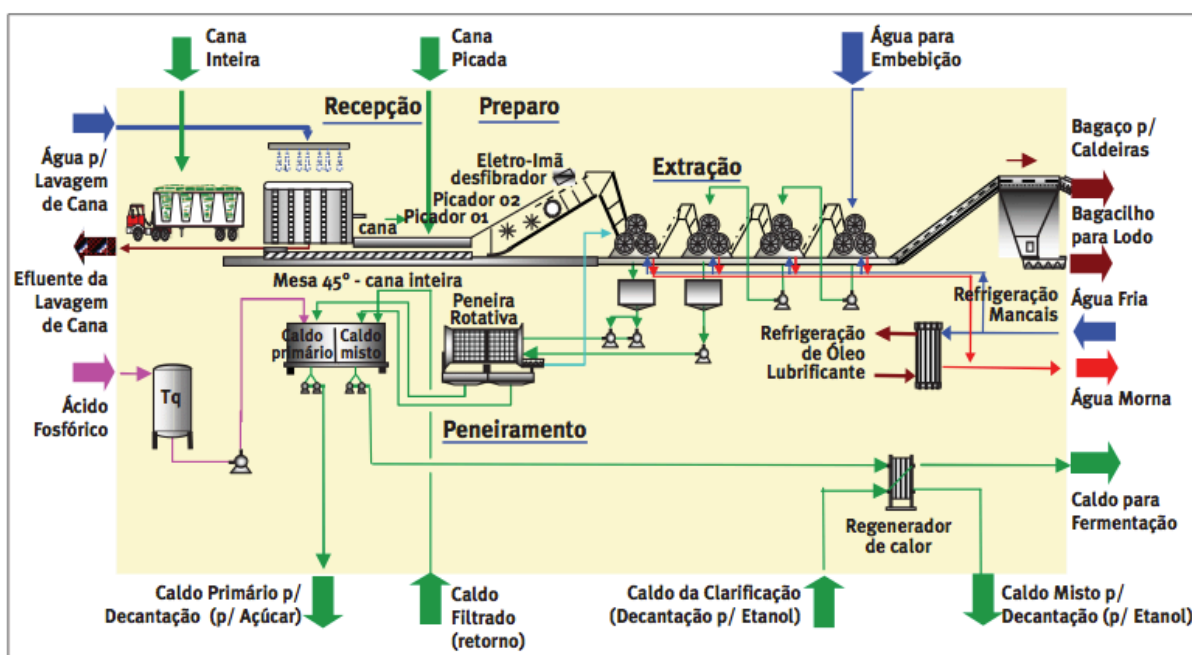


Figura 12 – Fluxograma da recepção, preparo e extração do caldo

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).



#### *2.4.1.1 Lavagem da cana*

A lavagem da cana é realizada na mesa de recepção e tem como objetivo eliminar as impurezas minerais (terra) presentes na cana após a colheita. Essa atividade evita que ocorra abrasão nos equipamentos e diminui a quantidade de solo carregado ao processo produtivo, o que dificultaria o processo de decantação do caldo e filtração do lodo, prejudicando dessa forma a qualidade do açúcar produzido. Nos meses chuvosos, há, em geral, um aumento significativo das impurezas minerais.

A taxa de uso de água para lavagem depende fundamentalmente da inclinação das mesas de recepção da cana. De modo geral, essas mesas têm inclinação de 45°, o que permite um maior contato entre a água e a cana enquanto essa é levada para cima da rampa, através de um sistema de correntes. A água é distribuída no topo da mesa e cai em contracorrente com a cana, arrastando a terra e passando pelo fundo perfurado da mesa, sendo então encaminhada a um sistema de tratamento. A água de lavagem apresenta uma taxa de uso médio de 5 m<sup>3</sup>/t.cana e seus efluentes possuem DBO de 180 a 500 mgO<sub>2</sub>/L, além de alta concentração de sólidos.

É importante considerar, entretanto, que a lavagem é realizada apenas nos casos de colheita manual, visto que na colheita mecanizada a lavagem da cana picada pode provocar grandes perdas de açúcar. Com isso, assumindo-se que a maioria das usinas possui uma parte de sua colheita mecanizada e uma parte manual, pode-se afirmar que a taxa bruta de uso de água de lavagem de cana apresenta um valor menor, sendo aproximadamente 2,2 m<sup>3</sup>/t.cana, como indicado na Tabela 1. Nos casos de colheita mecanizada, a alternativa para a atividade de lavagem de cana é a realização da lavagem a seco. Entretanto, ainda há necessidade de água no que diz respeito à limpeza de correntes, esteiras e arraste de solo acumulado nas mesas.

#### *2.4.1.2 Embebição das moendas*

Essa atividade consiste em embeber o bagaço em água com o objetivo de dissolver a sacarose remanescente e aumentar o poder de extração. A taxa de embebição situa-se na faixa de 0,20 a 0,40 m<sup>3</sup>/t.cana moída e, de maneira geral,



pode-se afirmar que quanto maior for a quantidade de água de embebição, maior a extração do caldo. A quantidade de água destinada à embebição, entretanto, depende de alguns fatores, tais como: a capacidade de evaporação da fábrica de açúcar, a disponibilidade de vapor de escape, o tipo de equipamento de extração (moendas ou difusores), quantidade de ternos (no caso de moendas), características da cana (como pureza e teor de fibra) e, por fim, o custo-benefício da maior extração de sacarose do bagaço.

Diferentemente da água de lavagem, a água de embebição deve necessariamente possuir boa qualidade, com baixa concentração de sólidos dissolvidos e temperatura alta. Essa qualidade permite que a água possua uma boa capacidade de dissolução da sacarose. Nas moendas, a temperatura da água não deve ultrapassar o limite de 60°C, controle que é feito normalmente através da mistura de água condensada (mais quente) com água fria. Nos casos de difusores, não há necessidade de controle da temperatura.

O acompanhamento da quantidade de água destinada à embebição deve ser feito preferencialmente a partir de medidores de vazão, calculando-se a taxa de embebição em relação à moagem da cana em um processo direto (Equação 1). Entretanto, poucas usinas possuem esse recurso, adotando metodologias que permitem a estimativa da quantidade de água utilizada na atividade. Dentre elas, podem-se citar o processo indireto e o método inferencial. No processo indireto (Equação 2), a taxa de embebição é calculada considerando-se o teor de sólidos solúveis no caldo primário (normalmente encaminhado à produção de açúcar) e o teor de sólidos solúveis no caldo misto (normalmente encaminhado à produção de etanol). No método inferencial (Equação 3), a taxa de embebição é calculada considerando-se os parâmetros tecnológicos da cana, do bagaço e do caldo.

$$Tx_{embebição} = \frac{Q_{embebição} * 100}{M_{cana}} \quad (1)$$

$$Tx_{embebição} = \frac{(Brix_{primário} - Brix_{misto}) * 100}{Brix_{primário}} \quad (2)$$

$$Tx_{embebição} = \frac{100 * Brix_{cana} - \frac{Fibra_{cana}}{Fibra_{bagaço}} * Brix_{bagaço}}{Brix_{misto}} + \frac{Fibra_{cana}}{Fibra_{bagaço}} * 100 - 100 \quad (3)$$

onde:

$Tx_{embebição}$  = taxa de água de embebição em peso percentual de cana (%)

$Q_{embebição}$  = vazão de água para embebição (m<sup>3</sup>/h)

$M_{cana}$  = peso de cana moída (t/h)

$Brix_{primário}$  = teor de sólidos solúveis no caldo primário (%)

$Brix_{misto}$  = teor de sólidos solúveis no caldo misto (%)

$Brix_{cana}$  = teor de sólidos solúveis na cana em relação ao peso da cana (%)

$Brix_{bagaço}$  = teor de sólidos solúveis no bagaço em relação ao peso do bagaço (%)

$Fibra_{cana}$  = teor de fibra na cana (%)

$Fibra_{bagaço}$  = teor de fibra no bagaço (%)

#### 2.4.1.3 Resfriamento dos mancais da moenda

Os mancais da moenda têm como objetivo apoiar as duas extremidades dos eixos dos rolos das moendas, para suportar sua rotação e as solicitações de peso. A água utilizada nessa atividade é injetada na parte interna dos casquilhos dos mancais, para dissipar o calor gerado no deslizamento entre as peças, devendo ser limpa e fria para manter a qualidade do óleo lubrificante. Em usinas convencionais que possuem moendas de seis ternos, considera-se que o uso de água para resfriamento é de aproximadamente 0,035 m<sup>3</sup>/t.cana. A água necessária para essa atividade deve estar à temperatura ambiente e ser potável. Seu efluente pode ser reutilizado em diversas atividades, visto que é límpido e possui apenas 6°C acima da temperatura de entrada.

A vazão de água de resfriamento do sistema depende das características da moenda e é normalmente especificada pelo fabricante. Seu cálculo depende principalmente da quantidade de calor que deve ser dissipado, além da carga hidráulica total, rotação da moenda e características do mancal. Nos casos de falta de informação do fabricante, pode-se utilizar a Equação 4 para estimar a quantidade de água de resfriamento necessária:

$$Q_{resf_{mancais}} = \frac{f_s * 0,0523 * F * D * n}{3 * N_{mancal} * \Delta T_{\text{água}}} \quad (4)$$

onde:

$Q_{resf_{mancais}}$  = vazão de água de resfriamento em cada mancal (L/min)

$f_s$  = fator de segurança de suprimento de água (vazão real/vazão teórica) = 6

$F$  = carga hidráulica total aplicada no terno da moenda (t)

$D$  = diâmetro do rolo da moenda (m)

$n$  = rotação da moenda, próximo a 7 rpm

$N_{mancal}$  = quantidade de mancal/terno

$\Delta T_{\text{água}}$  = diferencial de temperatura da água de resfriamento ( $T_{\text{quente}} - T_{\text{fria}}$ )

#### 2.4.1.4 Resfriamento do óleo dos equipamentos de preparo e extração

Os equipamentos de preparo e extração da cana devem ser lubrificados com óleo, o qual atinge temperaturas na faixa de 60°C durante o processo. Após o uso, sua temperatura é reduzida a aproximadamente 45°C em trocadores de calor, os quais utilizam água limpa e fria para o processo. Em geral, a vazão de uso de água nessa atividade equivale ao dobro da vazão de óleo necessária, a qual é especificada pelo fabricante e está relacionada à potência do equipamento. Nos casos em que há falta de dados informados pelo fabricante, a vazão de óleo pode ser calculada pela Equação 5:

$$Q_{\text{óleo}_{\text{reductor}}} = \sqrt{\left(\frac{Pot}{18}\right)^2 + 200} \quad (5)$$

onde:

$Q_{\text{óleo}_{\text{reductor}}}$  = vazão de óleo lubrificante no reductor (L/min)

$Pot$  = potência do equipamento (kW)

Dessa forma, a partir da vazão de óleo e da realização de um balanço térmico, é possível estimar a taxa de uso de água na atividade através da Equação 6:

$$Tx_{resfriamento} = \frac{Dens_{\text{óleo}} * cesp_{\text{óleo}} * \Delta T_{\text{óleo}}}{Dens_{\text{água}} * cesp_{\text{água}} * \Delta T_{\text{água}}} \quad (6)$$

onde:

$Tx_{resfriamento}$  = taxa de uso de água de resfriamento em relação ao óleo (L/L<sub>óleo</sub>)

$Dens_{\text{óleo}}$  = densidade do óleo = 900 kg/m<sup>3</sup>

$Dens_{\text{água}}$  = densidade da água de resfriamento = 1000 kg/m<sup>3</sup>

$cesp_{\text{óleo}}$  = calor específico do óleo = 0,46 kcal/kg.°C

$cesp_{\text{água}}$  = calor específico da água de resfriamento = 1 kcal/kg.°C

$\Delta T_{\text{óleo}}$  = diferencial de temperatura no óleo, aproximadamente 15°C

$\Delta T_{\text{água}}$  = diferencial de temperatura na água, aproximadamente 3°C

Em uma usina convencional, pode-se assumir que a taxa de uso de água para resfriamento de óleo é de 0,130 m<sup>3</sup>/t.cana, conforme indicado na Tabela 1. Essa água pode ser reutilizada em diversas etapas do processo.

#### 2.4.2 Água no tratamento do caldo

As etapas envolvidas no setor de tratamento do caldo são: pré-aquecimento, sulfitação (no caso da produção de açúcar branco) e caleação, decantação para obtenção do caldo clarificado e filtração do lodo de decantação. Esta última etapa recupera o açúcar residual e produz a torta de filtro, a qual pode ser utilizada posteriormente como adubo na plantação. De maneira geral, essas etapas apresentam cinco atividades principais com utilização de água: resfriamento da coluna de sulfitação, preparo do leite de cal, preparo do polímero utilizado na decantação, lavagem de torta e água dos condensadores dos filtros, além dos usos de água nas atividades de pré-aquecimento e aquecimento do caldo. A Figura 13, a Figura 14 e a Figura 15 indicam as etapas envolvidas no tratamento do caldo.

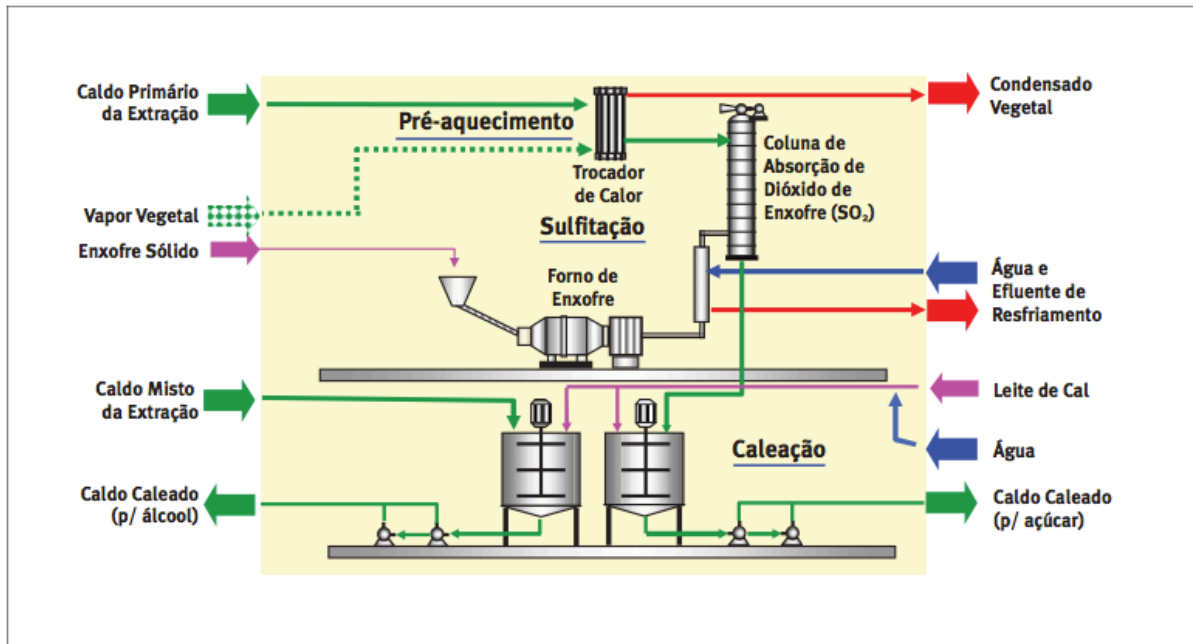


Figura 13 – Fluxograma de pré-aquecimento, sulfitação e caleação

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).

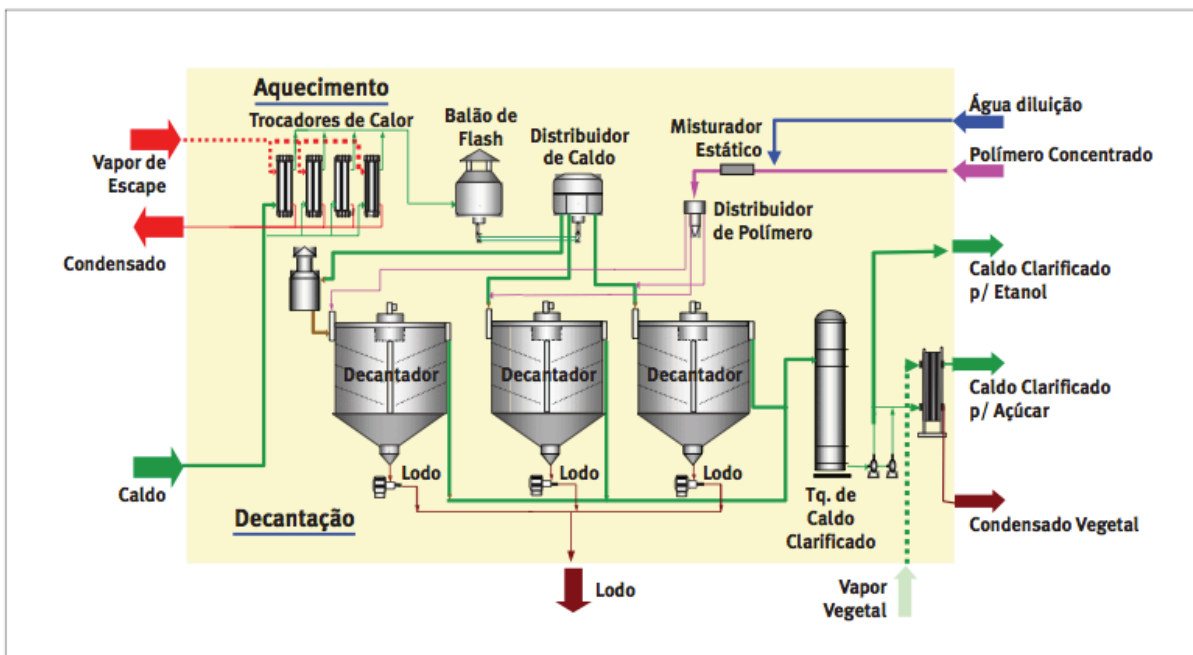


Figura 14 – Fluxograma de aquecimento e decantação

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).

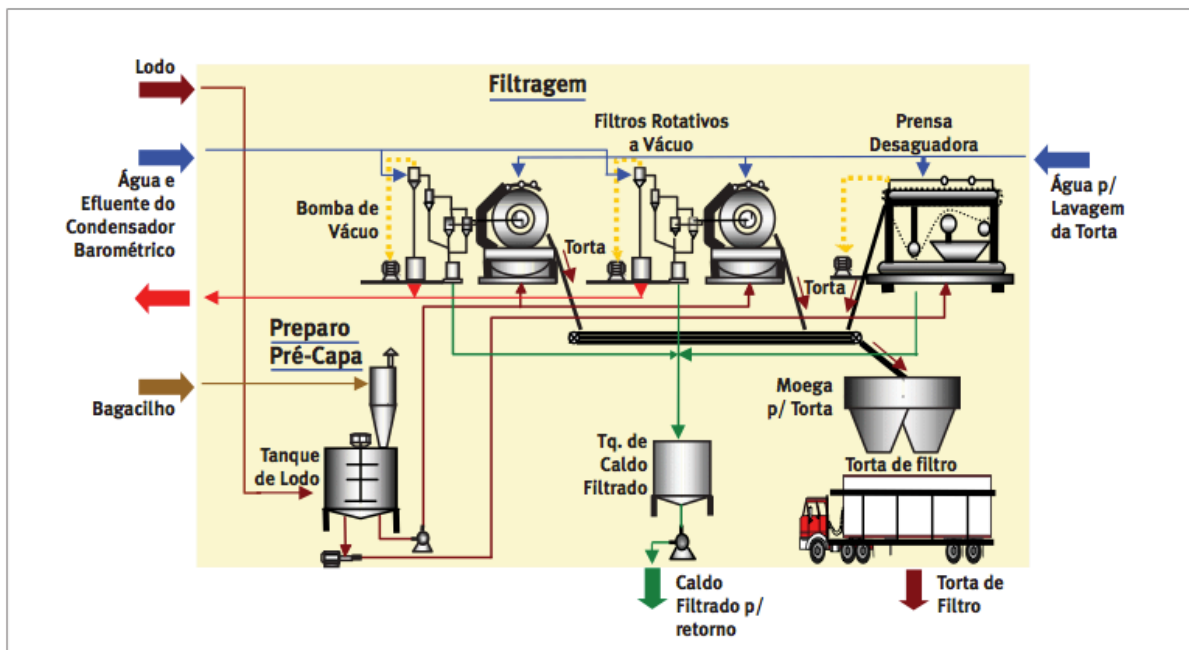


Figura 15 – Fluxograma de lavagem da torta

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).

#### 2.4.2.1 Resfriamento da coluna de sulfitação

A etapa de sulfitação tem como objetivo realizar o branqueamento do açúcar a partir do gás dióxido de enxofre, o qual é absorvido pelo caldo e reage com as impurezas presentes no mesmo, formando sólidos em suspensão que são retirados posteriormente na etapa de decantação. A água utilizada nessa etapa tem o objetivo de manter a temperatura do gás abaixo de  $200^{\circ}\text{C}$ , pois acima desse valor há a produção de  $\text{SO}_3$ , responsável por formar sais insolúveis no caldo.

A atividade de resfriamento dos gases é feita com água bruta antes da etapa de absorção, em uma camisa. A quantidade de água necessária pode ser determinada por meio de um balanço térmico na camisa de resfriamento, a partir do conhecimento da reação química, dos parâmetros operacionais e do consumo médio de enxofre (aproximadamente  $300 \text{ g/t.cana}_{\text{para açúcar}}$ ).

Considerando os parâmetros operacionais convencionais e a reação química envolvida, é possível determinar o volume dos gases a resfriar por tonelada de cana (Equação 7). A partir desse valor, o balanço térmico permite obter o volume de água de resfriamento dos gases da enxofreira (Equação 8).

$$Q_{gases} = \left( 100 * \frac{m_{SO_2}}{Tx_{SO_2}} * Pmol_{gases} \right) * Vesp_{gases} \quad (7)$$

$$Q_{resf_{enxof}} = \frac{\frac{Q_{gases}}{Vesp_{gases}} * cesp_{gases} * \Delta T_{gases}}{Dens_{\acute{a}gua} * cesp_{\acute{a}gua} * \Delta T_{\acute{a}gua}} \quad (8)$$

onde:

$Q_{gases}$  = volume dos gases a resfriar por tonelada de cana ( $m^3/t.cana$ )

$m_{SO_2}$  = produção de  $SO_2$  por tonelada de cana (em média 0,6 kg/t.cana)

$Pmol_{SO_2}$  = peso molecular médio do  $SO_2$  = 64 g

$Pmol_{gases}$  = peso molecular médio dos gases a resfriar = 30,8 g

$Tx_{SO_2}$  = teor de  $SO_2$  nos gases a resfriar = 6%

$Vesp_{gases}$  = volume específico dos gases a resfriar = 1,17  $m^3/kg$

$Q_{resf_{enxof}}$  = volume de água de resfriamento dos gases da enxofreira ( $m^3/t.cana$ )

$cesp_{gases}$  = calor específico dos gases = 0,276 kcal/kg.°C

$cesp_{\acute{a}gua}$  = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C

$Dens_{\acute{a}gua}$  = densidade da água = 1000 kg/ $m^3$

$\Delta T_{gases}$  = diferencial de temperatura nos gases, aproximadamente 200°C

$\Delta T_{\acute{a}gua}$  = diferencial de temperatura na água, aproximadamente 3°C

#### 2.4.2.2 Preparo do leite de cal

A etapa de caleação é realizada em geral a partir do CaO e tem o objetivo de neutralizar o pH do caldo para o melhor rendimento da decantação. A cal virgem utilizada na etapa é obtida a partir da decomposição térmica do carbonato de cálcio ( $CaCO_3$ ), sendo posteriormente hidratada para a preparação do leite de cal. A água utilizada no processo é o resultado da soma da água necessária para o preparo da pasta (Equação 9), realizado inicialmente, com a água necessária para a diluição dessa pasta na produção do leite de cal (Equação 10). Embora o total de água

utilizado no preparo do leite de cal seja de 22 L/t.cana, adota-se em geral para essa etapa um uso médio de água de 0,03 m<sup>3</sup>/t.cana, valor que considera variações de concentrações, uso de cal e perdas.

$$Q_{\text{água}}_{\text{pasta}} = \left( \frac{\text{Cons}_{\text{CaO}}}{\text{Conc}_{\text{CaO}}} * \text{Dens}_{\text{pasta}} - \frac{\text{Cons}_{\text{CaO}}}{1000} \right) * \text{Dens}_{\text{água}} \quad (9)$$

$$Q_{\text{água}}_{\text{diluição}} = \left( \frac{\text{Cons}_{\text{CaO}}}{\text{Conc}_{\text{diluição}}} * \text{Dens}_{\text{diluição}} - \frac{\text{Cons}_{\text{CaO}}}{\text{Conc}_{\text{CaO}}} * \text{Dens}_{\text{pasta}} \right) \quad (10)$$

onde:

$Q_{\text{água}}_{\text{pasta}}$  = vazão de água para preparo da pasta (L/t.cana)

$\text{Cons}_{\text{CaO}}$  = quantidade média de CaO consumida (em média 1000 gCaO/t.cana)

$\text{Conc}_{\text{CaO}}$  = concentração de CaO na pasta (em média 148 gCaO/L)

$\text{Dens}_{\text{pasta}}$  = densidade da pasta (em média 1,116 g/cm<sup>3</sup>)

$\text{Dens}_{\text{água}}$  = densidade da água = 1g/cm<sup>3</sup>

$Q_{\text{água}}_{\text{diluição}}$  = vazão de água para preparo da diluição (L/t.cana)

$\text{Conc}_{\text{diluição}}$  = concentração de CaO na diluição (em média 46 gCaO/L)

$\text{Dens}_{\text{diluição}}$  = densidade da diluição (em média 1,037 g/cm<sup>3</sup>)

#### 2.4.2.3 Preparo do polímero

A etapa de preparo do polímero envolve a utilização de água de boa qualidade e isenta de dureza, com temperatura inferior a 50°C. Certa quantidade de água é utilizada inicialmente para o preparo do polímero e, feito isso, mais água é adicionada para a diluição do mesmo. Esse polímero tem a finalidade de formar flocos mais densos e auxiliar na decantação do caldo. A partir de parâmetros convencionais de consumo de polímero e concentração de diluição, é possível determinar as vazões de água totais necessárias para o preparo do polímero no tanque e sua posterior diluição (Equação 11).



$$Q_{\text{água}}_{\text{polímero}} = \frac{Cons_{\text{Polímero}}}{Conc_{\text{diluição}}} \quad (11)$$

onde:

$Q_{\text{água}}_{\text{polímero}}$  = vazão de água para preparo do polímero (L/t.cana)

$Cons_{\text{polímero}}$  = consumo do polímero (em média 3 g/t.cana)

$Conc_{\text{diluição}}$  = concentração de diluição (em média 0,2 g/L)

#### 2.4.2.4 Aquecimento do caldo

A etapa de aquecimento do caldo tem como objetivo melhorar o rendimento da clarificação (através da diminuição da viscosidade do caldo na etapa de decantação), além de realizar a descontaminação do mesmo. Esse aquecimento é realizado a partir da água na forma de vapor, a qual eleva a temperatura do caldo de 30°C para 105°C. O cálculo da quantidade de vapor utilizado nessa etapa pode ser realizado a partir da Equação 12, que realiza o balanço térmico considerando 20% de recirculação do caldo filtrado e perdas de calor da ordem de 5%.

$$Q_{\text{vapor}} = \left( \frac{m_{\text{caldo}} * c_{\text{esp}}_{\text{caldo}} * \Delta T_{\text{caldo}}}{CL_{\text{vapor}}} \right) * R * P \quad (12)$$

onde:

$Q_{\text{vapor}}$  = quantidade de vapor (kg/t.cana)

$m_{\text{caldo}}$  = massa de caldo a resfriar (em média 1000 kg/t.cana)

$c_{\text{esp}}_{\text{caldo}}$  = calor específico do caldo = 0,9 cal/g.°C

$\Delta T_{\text{caldo}}$  = diferencial de temperatura no caldo (em média 75°C)

$CL_{\text{vapor}}$  = calor latente do vapor = 540 cal/g

$R$  = razão de recirculação de caldo (em média 1,2)

$P$  = coeficiente de perda de calor (em média 1,05)

#### 2.4.2.5 Lavagem da torta

A etapa de lavagem da torta é realizada por meio de um filtro rotativo a vácuo e tem como objetivo recuperar a sacarose presente no lodo sedimentado. A torta de filtro resultante do processo é recolhida e enviada à lavoura para fertilização do solo, enquanto o caldo retorna à etapa inicial do processo de tratamento. Dessa forma, como a água utilizada no processo irá compor o caldo posteriormente, essa deve ser de boa qualidade, além de estar em uma temperatura de 75°C a 80°C, para melhorar a extração.

A lavagem da torta em processos convencionais utiliza uma quantidade de água equivalente à taxa de torta formada. Assim, em um balanço simplificado, pode-se calcular a água utilizada na etapa como indicado na Equação 13:

$$Q_{lav_{torta}} = P_{torta} \quad (13)$$

onde:

$Q_{lav_{torta}}$  = quantidade de água de diluição e lavagem da torta (L/t.cana)

$P_{torta}$  = taxa de torta produzida (em média 30 kg/t.cana)

#### 2.4.2.6 Condensadores dos filtros

A água utilizada nessa etapa tem o objetivo de condensar os vapores do filtro rotativo e de selar o sistema de vácuo na coluna barométrica do condensador. A quantidade de água necessária nesse processo pode ser obtida por meio de balanços de massa e de energia nos balões de baixo e alto vácuo. A determinação da taxa de evaporação pode ser obtida por meio da Equação 14, assumindo-se condições normais de funcionamento:

$$m_{evap} = mC_{entra} * \left( \frac{cesp_{caldo} * (T_{entra} - T_{sai})}{Hv - cesp_{caldo} * T_{sai}} \right) \quad (14)$$

onde:

$m_{evap}$  = taxa de evaporação (em média 9 kg/t.cana)

$m_{entra}$  = massa de caldo filtrado que entra no balão (em média 200 kg/t.cana)

$cesp_{caldo}$  = calor específico do caldo = 0,94 cal/g.°C

$T_{entra}$  = temperatura de entrada do caldo no balão (em média 90°C)

$T_{sai}$  = temperaturas de saída do caldo e do vapor no vácuo (em média 63°C)

$Hv$  = entalpia do vapor gerado = 624,42 cal/g

A partir da massa de vapor obtida na Equação 14, o balanço de massa e energia no condensador barométrico permite determinar a quantidade de água necessária para a condensação, com base nos dados da temperatura de água de resfriamento utilizada e da temperatura de aproximação da condensação em relação à água quente. A Equação 15 indica os cálculos necessários para a obtenção da massa de água fria utilizada na condensação:

$$m_{\text{água fria}} = m_{\text{evap}} * \left( \frac{Hv - cesp_{\text{água}} * Ta_{\text{sai}}}{cesp_{\text{água}} * (Ta_{\text{sai}} - Ta_{\text{entra}})} \right) \quad (15)$$

onde:

$m_{\text{água fria}}$  = massa de água fria para a condensação (m³/t.cana)

$m_{\text{evap}}$  = taxa de evaporação (kg/t.cana)

$cesp_{\text{água}}$  = calor específico da água = 1 cal/g.°C

$Ta_{\text{entra}}$  = temperatura de entrada de água (em média 32°C)

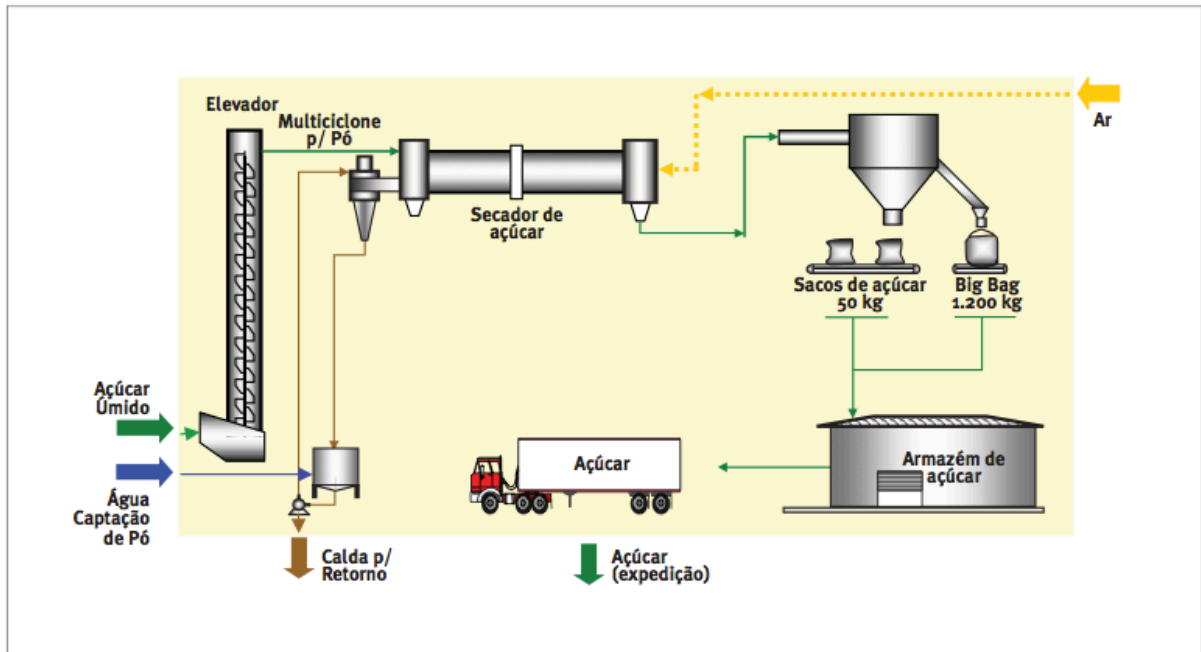
$Ta_{\text{sai}}$  = temperatura de saída de água =  $T_{\text{vapor}} - \Delta T_{\text{aproximação}}$  (em média 51°C)

$Hv$  = entalpia do vapor gerado = 624,42 cal/g

### 2.4.3 Água na fabricação de açúcar

As etapas envolvidas na fabricação do açúcar são: evaporação, por meio da qual o caldo é concentrado formando o xarope; cozimento; cristalização, etapa na qual é obtido o açúcar cristal; secagem; ensacamento e armazenamento. Além da obtenção do açúcar cristal como produto final, também se obtêm, na fábrica do açúcar, o mel e o melaço, encaminhados para a produção de etanol. Nessas etapas, a água é utilizada em oito atividades principais: evaporação do caldo, condensador





**Figura 18 – Fluxograma de secagem e ensacamento**

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009)

#### 2.4.3.1 Evaporação do caldo

Essa etapa consiste no aquecimento do caldo para a obtenção do xarope, processo realizado geralmente em conjuntos de evaporação de múltiplo efeito, sendo que a maioria das usinas utiliza cinco efeitos de evaporação, conforme ilustrado na Figura 16. Nessa etapa, ocorre a maior demanda de vapor dos processos, sendo que no pré-evaporador é injetado o vapor de escape saturado, função da quantidade de água evaporada do caldo. Essa, por sua vez, é função da concentração inicial de açúcar no caldo clarificado e da concentração final de açúcar no xarope. A aplicação do balanço de massa da quantidade de açúcar, conforme indica a Equação 16 para as condições tradicionais em usinas, permite obter a taxa de evaporação do caldo. Dessa forma, a aplicação da Equação 17 considerando cinco efeitos de evaporação permite determinar a taxa de vapor injetado no pré-evaporador.

$$Tx_{evap} = 1 - \frac{Brix_{caldo}}{Brix_{xarope}} \quad (16)$$

$$Tx_{pre\_evap} = \left( \frac{Tx_{evap\_caldo} - Tx_{aquec\_caldo} - Tx_{coz\_açúcar}}{N_{efeitos}} \right) + Tx_{aquec\_caldo} + Tx_{coz\_açúcar} \quad (17)$$

onde:

$Tx_{evap\_caldo}$  = taxa de evaporação do caldo (m³/t.cana)

$Brix_{caldo}$  = teor de sólidos solúveis no caldo em grau Brix (em média 15°B)

$Brix_{xarope}$  = teor de sólidos solúveis no xarope em grau Brix (em média 60°B)

$Tx_{pre\_evap}$  = taxa de vapor injetado no pré-evaporador (t/t.cana)

$Tx_{aquec\_caldo}$  = vapor sangrado para aquecimento do caldo (em média 0,16 t/t.cana)

$Tx_{coz\_açúcar}$  = vapor sangrado para cozimento do açúcar (em média 0,17 t/t.cana)

$N_{efeitos}$  = número de efeitos do conjunto de evaporação (comumente 5)

#### 2.4.3.2 Condensadores/multijatos da evaporação

Nessa etapa da fabricação do açúcar, a água é utilizada para condensar os vapores do último efeito da etapa de evaporação e para formar vácuo no equipamento. Considerando-se um evaporador de cinco efeitos, conforme indicado na Figura 16, bem como condições tradicionais de funcionamento, a taxa de uso de água pode ser determinada a partir de um balanço de massa e energia no condensador barométrico, da mesma forma que o cálculo realizado para o filtro rotativo. Assim, a Equação 18 permite determinar a massa de água fria necessária no processo, enquanto a Equação 19 permite calcular a vazão de água fria necessária para a formação do selo na bomba de ar do condensador barométrico.

A água utilizada no processo de condensação deve ser fria, produzindo um efluente com carga orgânica arrastada do xarope e temperatura da ordem de 45°C, podendo ser reciclada após resfriamento.

$$m_{água\ fria} = Tx_{condensação} * m_{evap} \quad (18)$$

$$Q_{bomba\_ar} = m_{evap} * D_{cv} * Tx_{selo} \quad (19)$$

onde:

$m_{\text{água fria}}$  = massa de água fria necessária para a condensação do vapor ( $\text{m}^3/\text{t.cana}$ )

$Tx_{\text{condensação}}$  = taxa de água por vapor na condensação (em média 45 kg/kg)

$m_{\text{evap}}$  = massa de água evaporada (em média  $0,084 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ )

$Q_{\text{bomba\_ar}}$  = vazão de água fria utilizada para o selo da bomba de ar ( $\text{m}^3/\text{t.cana}$ )

$D_{\text{cv}}$  = densidade de potência das bombas de ar na evaporação (em média 6 cv/t.vapor condensado)

$Tx_{\text{selo}}$  = taxa de água para os selos das bombas de ar (em média  $0,100 \text{ m}^3/\text{cv}$ )

#### 2.4.3.3 Cozimento do açúcar

A etapa de cozimento do açúcar tem o objetivo de aquecer o xarope em um processo por batelada que permite que o mesmo perca água, cozinhe e cristalize a sacarose, formando o açúcar cristal. O calor utilizado no processo é obtido através do vapor vegetal recuperado na etapa de evaporação, sendo o vapor da massa cozida submetido a condensadores barométricos, obtendo-se água condensada do vapor vegetal.

O vapor utilizado no cozimento vem do pré-evaporador e sua quantidade necessária é função da quantidade de água evaporada do xarope e da água necessária para a diluição dos méis e magmas, que são cozidos ao final. A quantidade de água evaporada, por sua vez, depende da concentração inicial de açúcar no xarope e da concentração de açúcar na massa final. Dessa forma, considerando-se as condições normais do xarope e a água adicionada nos magmas e méis em um balanço de massa da quantidade de açúcar, é possível obter a taxa de evaporação do cozimento, conforme indicado na Equação 20.

$$Tx_{\text{coz}} = 1 - \frac{Brix_{\text{xarope}}}{Brix_{\text{massa}}} \quad (20)$$

onde:

$Tx_{\text{coz}}$  = taxa de evaporação no cozimento ( $\text{m}^3/\text{t.cana}$ )

$Brix_{\text{xarope}}$  = teor de sólidos solúveis no xarope em grau Brix (em média  $60^\circ\text{B}$ )

$Brix_{\text{massa}}$  = teor de sólidos solúveis na massa final em grau Brix (em média  $100^\circ\text{B}$ )

#### 2.4.3.4 Condensadores/multijatos do cozimento

Nessa etapa, o evaporado nos cozedores é condensado com água fria no condensador barométrico do cozimento, sendo o cálculo da taxa de água necessária para o processo realizado a partir do balanço de massa e energia, análogo aos casos dos filtros e evaporadores. Assim, a partir da temperatura de água de resfriamento e da temperatura de aproximação da condensação, é possível obter, na Equação 21, a massa de água fria necessária para a condensação de vapor. Além disso, deve-se considerar a vazão de água utilizada para formar o selo da bomba de ar dos condensadores barométricos, conforme indicado na Equação 22.

$$m_{\text{água fria}} = Tx_{\text{condensação}} * m_{\text{evap}} \quad (21)$$

$$Q_{\text{bomba\_ar}} = S_{\text{coz}} * D_{\text{cv}} * V_{\text{coz}} * Tx_{\text{selo}} \quad (22)$$

onde:

$m_{\text{água fria}}$  = massa de água fria utilizada para condensação (m³/t.cana)

$Tx_{\text{condensação}}$  = taxa de água por vapor na condensação (em média 45 kg/kg)

$m_{\text{evap}}$  = massa de água evaporada no cozedor (em média 0,084 t/t.cana)

$Q_{\text{bomba\_ar}}$  = vazão de água fria utilizada para o selo da bomba de ar (m³/t.cana)

$S_{\text{coz}}$  = superfície de aquecimento por volume do cozedor (em média 0,170 m²/hL)

$D_{\text{cv}}$  = densidade de potência das bombas de ar por volume (em média 0,07 cv/hL de cozedor)

$V_{\text{coz}}$  = volume de cozedores por tonelada de cana (em média 10 hL/t.cana)

$Tx_{\text{selo}}$  = taxa de água para os selos das bombas de ar (em média 0,100 m³/cv)

Da mesma forma que nas outras etapas que envolvem o processo de condensação em condensadores barométricos, a água utilizada deve ser fria e produz um efluente com carga orgânica baixa e temperatura da ordem de 45°C, sendo esse normalmente reutilizado após resfriamento.



#### 2.4.3.5 Diluição de méis e magmas

O objetivo dessa etapa do processo é utilizar a água para dissolver os méis e magmas e retornar a solução diluída para o cozimento, mantendo assim a qualidade dos cristais. A água encontra-se geralmente a 80°C, sendo utilizada a uma taxa média de 25 L/saco, com um uso específico de água de 0,05 m<sup>3</sup>/t.cana.

#### 2.4.3.6 Retardamento do cozimento

A adição de água para o retardamento do cozimento é necessária nos casos em que há falta de méis ou xarope na etapa. Dessa forma, o operador pode adicionar água quente com o objetivo de retardar o cozimento sem que seja necessário interromper o processo. Com isso, a quantidade de água evaporada nos cozedores deve ser igual à quantidade de água adicionada. A Equação 23 indica o cálculo para obtenção da taxa de água necessária para o retardamento do cozimento, considerando-se os parâmetros relativos aos cozedores e a taxa evaporativa média ao longo do cozimento.

$$Tx_{retardamento} = S_{coz} * C_{coz} * Tx_{evap} \quad (23)$$

onde:

$Tx_{retardamento}$  = taxa de água utilizada para o retardamento do cozimento (m<sup>3</sup>/t.cana)

$S_{coz}$  = superfície de aquecimento por volume do cozedor (em média 0,7 m<sup>2</sup>/hL)

$C_{coz}$  = capacidade volumétrica dos cozedores (em média 10 hL/t.cana açúcar)

$Tx_{evap}$  = taxa evaporativa média no decorrer do cozimento (em média 35 kg/t.cana açúcar)

É importante considerar ainda que o uso de água nessa etapa é esporádico e ocorre nos casos em que há falta de insumos ou outras causas não programadas. Admitindo-se um valor médio de 8% de paradas em relação ao período de moagem, obtém-se o uso de água para retardamento do cozimento de 0,02 m<sup>3</sup>/t.cana<sub>para açúcar</sub>, conforme indicado na Tabela 1.

#### 2.4.3.7 Lavagem do açúcar

A lavagem do açúcar tem como objetivo diminuir a viscosidade do mel em sua separação dos cristais de açúcar, realizada em geral em um processo de centrífuga por batelada, com injeção de água quente e vapor. A partir dos dados relativos à vazão de água injetada na centrífuga, tempo de lavagem e quantidade média de açúcar produzido, é possível calcular a taxa de água utilizada na lavagem do açúcar, através da Equação 24:

$$Tx_{açúcar} = \frac{Q_{centrífuga} * T_{lavagem}}{325} \quad (24)$$

onde:

$Tx_{açúcar}$  = taxa de água utilizada para a lavagem do açúcar (m³/t.cana açúcar)

$Q_{centrífuga}$  = vazão de água injetada na centrífuga (em média 1 L/s)

$T_{lavagem}$  = tempo de lavagem (em média 30 segundos/batelada)

325 = quantidade média de açúcar produzido por ciclo (kg)

A lavagem com água é realizada normalmente em conjunto com uma lavagem com vapor, processo para o qual é adotada uma taxa de utilização de vapor de 0,02 m³/t.cana. Dessa forma, a quantidade total de água utilizada nessa atividade é de 0,03 m³/t.cana, conforme indicado na Tabela 1.

#### 2.4.3.8 Retentor de pó do açúcar

Na etapa de ensacamento do açúcar, o pó seco captado na etapa de secagem é imobilizado com água, formando uma calda que retorna ao processo produtivo do açúcar. A reposição de água necessária na etapa é de 0,04 m³/t.cana, conforme indicado na Tabela 1.

#### 2.4.4 Água na fermentação

No processo de fermentação, a primeira etapa consiste na preparação do mosto (mistura de água, caldo e méis), em seu resfriamento e no recebimento do leite de levedura, sendo este último previamente tratado com ácido sulfúrico em cubas. Na segunda etapa, o mosto segue para a fermentação nas dornas e é centrifugado para a separação do fermento. Assim, é produzido finalmente o vinho delevedurado para a destilação. A água tem cinco usos principais nessa fase: preparo do mosto, resfriamento do mosto, diluição do fermento, lavagem de gases da fermentação e resfriamento das dornas de fermentação, conforme ilustrado na Figura 19 e na Figura 20.

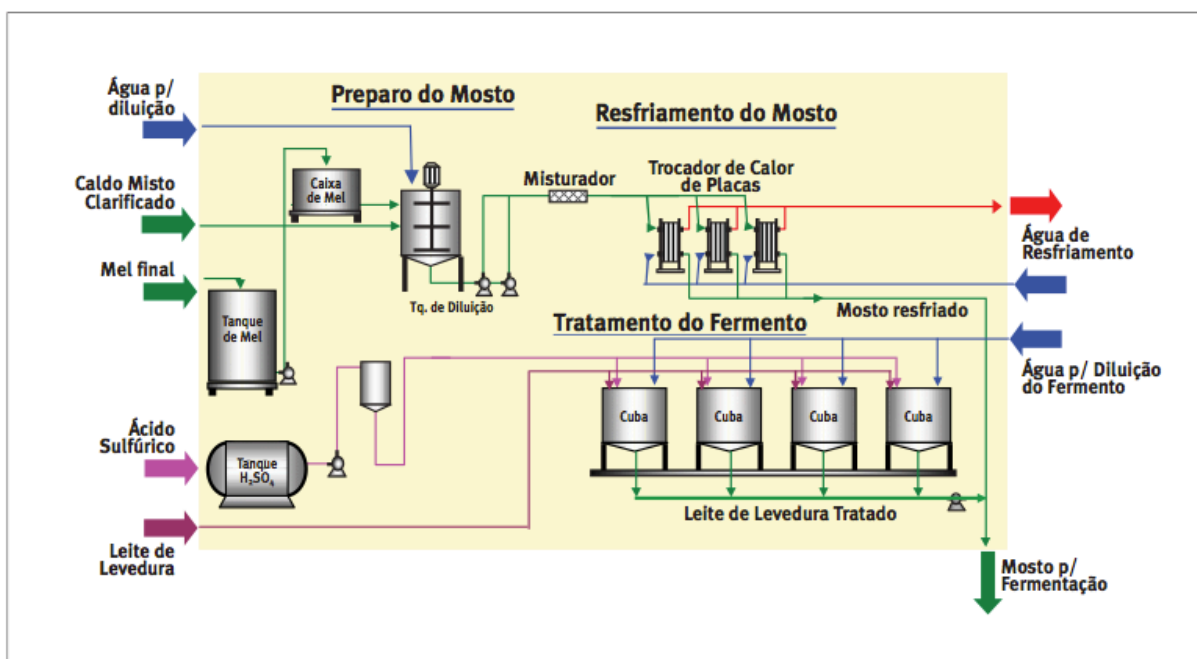
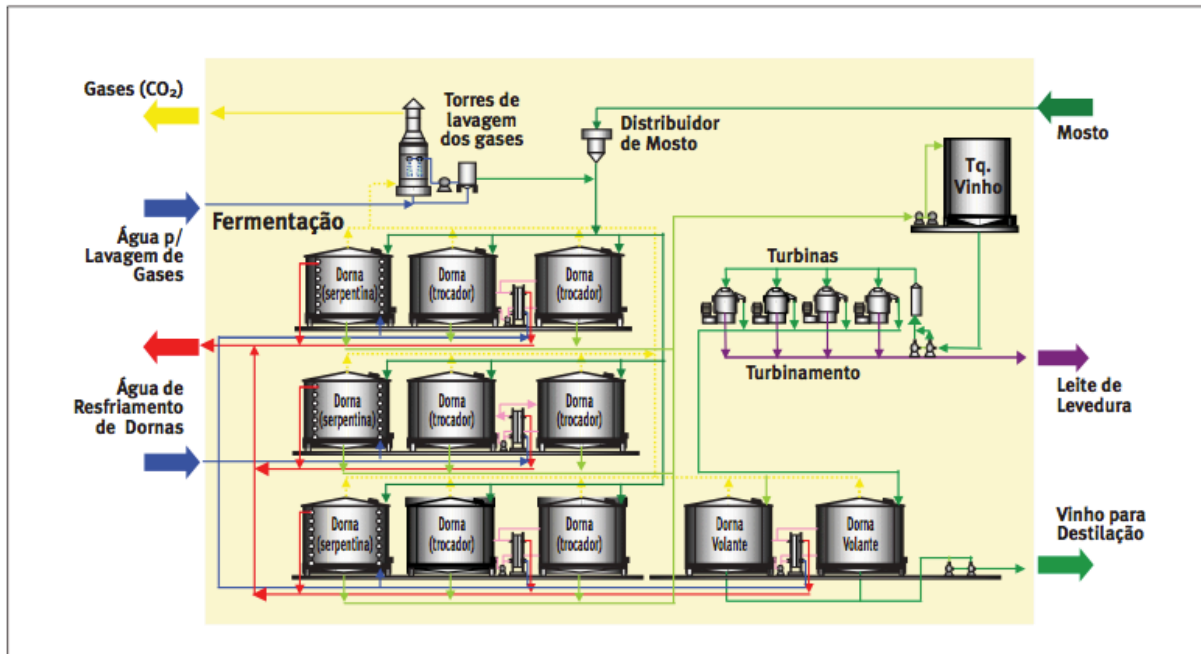


Figura 19 – Fluxograma de preparo e tratamento do mosto

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).



**Figura 20 – Fluxograma de fermentação do mosto**

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).

#### 2.4.4.1 Preparo do mosto

Embora nas destilarias autônomas o mosto possa ser preparado com caldo sem a utilização de água e méis, no caso da produção de etanol em usinas com destilarias anexas, ele é elaborado a partir de uma mistura de caldo misto, méis, xarope e água de diluição. Essa mistura é feita para que se possa concentrar o açúcar no mosto na faixa desejável (de 14°B a 24°B) e conseguir, assim, atingir um teor alcoólico condizente com o processo.

O balanço de massa para estimar a quantidade de água utilizada nessas destilarias leva em consideração os teores de açúcar das diversas massas que irão compor o mosto, conforme indicado na Equação 25. É importante ressaltar que é considerada apenas a diluição dos méis, pois normalmente o caldo misto já se encontra na condição e teor de açúcar adequados.

$$Tx_{diluição} = \left[ \frac{ART_{méis}}{ART_{mosto}} - 1 \right] * Tx_{méis} \quad (25)$$

onde:

$Tx_{diluição}$  = taxa de água de diluição de méis (m³/t.cana açúcar)

$Tx_{méis}$  = taxa de produção de méis na fábrica de açúcar (em média 67kg/t.cana açúcar)

$ART_{mosto}$  = teor de açúcar redutor total (ART) no mosto (em média 21% m/m)

$ART_{méis}$  = teor de açúcar redutor total (ART) no mel final (em média 85% m/m)

Observando que, em destilarias anexas, para cada tonelada de cana para produção de açúcar serão produzidos cerca de 18L de etanol (etanol residual), é possível também expressar a taxa pela produção de etanol, em m³/m³<sub>etanol\_residual</sub>. Assim, a água de diluição pode variar de 0 a 10 m³/m³<sub>etanol</sub>, de acordo com o mix de produção etanol-açúcar, conforme indicado na Tabela 1.

#### 2.4.4.2 Resfriamento do mosto

Antes de ir para a fase de fermentação, o mosto tem que passar por um trocador de calor para abaixar a sua temperatura de 75°C para 30°C. Esse processo faz com que a massa que será enviada para fermentação pasteurize, eliminando assim os micro-organismos indesejáveis à fermentação e promovendo uma temperatura adequada para o desenvolvimento das leveduras. A quantidade de água utilizada para o resfriamento nos trocadores de calor depende das características do sistema de troca térmica e pode ser estimada a partir do calor a ser retirado do mosto, conforme indicado na Equação 26. Normalmente, utiliza-se um circuito fechado de água (temperatura<sub>água fria</sub> = 28°C e temperatura<sub>água quente produzida</sub> = 45°C).

$$Tx_{resf\_mosto} = Tx_{mosto} * \frac{cesp_{mosto} * \Delta T_{mosto}}{cesp_{água} * \Delta T_{água}} \quad (26)$$

onde:

$Tx_{resf\_mosto}$  = taxa de água de resfriamento de mosto (m³/t.cana açúcar)

$Tx_{mosto}$  = taxa de produção de mosto (em média 1000 kg/t.cana açúcar)

$cesp_{mosto}$  = calor específico do mosto = 0,88 cal/g°C

$cesp_{água}$  = calor específico da água = 1,0 cal/g°C

$\Delta T_{\text{água}}$  = diferencial de temperatura da água de resfriamento = 17°C

$\Delta T_{\text{mosto}}$  = diferencial de temperatura do mosto = 45°C

O uso de água resulta ser entre duas e três vezes o volume de mosto a ser resfriado, em média 2,5 m<sup>3</sup>/t.cana, ou 30 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>etanol</sub>, conforme indicado na Tabela 1 (assumindo uma produção média de 85 L de etanol por tonelada de cana).

#### 2.4.4.3 Preparo do pé-de-cuba

Para a recuperação da levedura, o leite de levedura que retorna do turbinamento do vinho deve ser tratado com ácido sulfúrico e antissépticos e diluído com água. A quantidade de água necessária depende do volume de levedura turbinada, sendo a diluição dessa geralmente realizada em duas vezes. Para estimar o volume de água necessário para o preparo do pé-de-cuba, precisa-se primeiramente calcular a quantidade de leite em relação ao vinho turbinado, de acordo com a Equação 27:

$$\frac{m_{\text{leite}}}{m_{\text{vinho\_turb}}} = \frac{1 - \frac{TL_{\text{leite}} - TL_{\text{vinho}}}{TL_{\text{leite}} - TL_{\text{vinho\_turb}}}}{\frac{TL_{\text{leite}} - TL_{\text{vinho}}}{TL_{\text{leite}} - TL_{\text{vinho\_turb}}}} \quad (27)$$

onde:

$m_{\text{leite}}$  = massa de leite de levedura (em média 20%)

$m_{\text{vinho\_turb}}$  = massa de vinho turbinado (em média 80%)

$TL_{\text{leite}}$  = teor de fermento no leite de levedura concentrado (em média 60%)

$TL_{\text{vinho}}$  = teor inicial de fermento no vinho (em média 12,5%)

$TL_{\text{vinho\_turb}}$  = teor de fermento no vinho turbinado (em média 0,5%)

Logo, sabendo-se que normalmente a quantidade de vinho turbinado recomposta é de 11,76 L<sub>vinho turbinado</sub>/L<sub>etanol produzido</sub>, pode-se estimar a quantidade de água para a diluição do fermento de acordo com a Equação 28. Para essa operação de preparo do pé-de-cuba, precisa-se sempre de água tratada e os condensados (resfriados) podem ser reutilizados.

$$Tx_{diluição\_fermento} = 2 * \frac{m_{leite}}{m_{vinho\_turb}} * \frac{m_{vinho\_turb}}{m_{etanol}} * P_{et} \quad (28)$$

onde:

$Tx_{diluição\_fermento}$  = taxa de uso de água para diluição do fermento ( $m^3/t.cana_{etanol}$ )

$P_{et}$  = produtividade média do etanol (em média  $0,085 m^3/t.cana_{etanol}$ )

#### 2.4.4.4 Lavagem dos gases da fermentação

No processo de fermentação alcoólica do mosto, juntamente com a produção de gás carbônico, há evaporação de vários componentes, dentre eles o etanol. Para que se consiga recuperar pelo menos parte desse etanol evaporado (1% a 1,5% da produção total), canalizam-se esses gases liberados na fermentação para uma torre de lavagem com água, a qual pode possuir recheio ou pratos valvulados. O consumo de água na torre de lavagem de gases de recheio é de  $3,6 m^3/m^3_{etanol}$  ( $1,5 m^3/m^3_{etanol}$  para torre com pratos valvulados), ou seja,  $0,31 m^3/t.cana_{etanol}$  ( $0,13 m^3/t.cana_{etanol}$  no caso de torre de pratos valvulados).

#### 2.4.4.5 Resfriamento das dornas

A fase de fermentação do mosto acontece nas dornas e pode ser conduzida por bateladas, de forma contínua, ou numa combinação das duas formas. As dornas têm serpentinas internas ou trocadores de calor de placas (externos), para resfriamento com água fria durante o processo de fermentação. Esse resfriamento é necessário, pois o processo de fermentação alcoólica é fortemente exotérmico e, para que o mosto em fermentação não atinja temperaturas que inviabilizariam o processo, precisa-se resfriar para manter a temperatura nas dornas entre  $30^\circ C$  e  $34^\circ C$ .

Considerando-se que a transformação de sacarose em etanol tem eficiência de, aproximadamente,  $1,85 kg_{sacarose}/kg_{etanol}$  (ou  $1,467 kg_{sacarose}/L_{etanol}$ ), a água de resfriamento precisa remover um desprendimento de calor de  $54 kcal/mol_{sacarose}$ . A partir disso, o volume de água necessário para essa etapa pode ser estimado como indicado na Equação 29:

$$Tx_{resfriamento\_dorna} = \frac{m_{\text{água}}}{Vol_{\text{etanol}}} = \frac{C_{\text{fermentação}} * 1,467}{cesp_{\text{água}} * \Delta T_{\text{água}} * mol_{\text{sacarose}}} * \left( \frac{m_{\text{sacarose}}}{Vol_{\text{etanol}}} \right) \quad (29)$$

onde:

$Tx_{resfriamento\_dorna}$  = taxa de água utilizada para resfriamento da dorna (kg<sub>água</sub>/L<sub>etanol</sub>)

1,467 = fator de conversão estequiométrica (kg<sub>sacarose</sub>/L<sub>etanol</sub>)

$C_{\text{fermentação}}$  = quantidade de calor da reação de transformação da sacarose em etanol (54kcal/mol<sub>sacarose</sub>)

$m_{\text{sacarose}}$  = massa de sacarose na fermentação (kg)

$m_{\text{água}}$  = massa de água de resfriamento (kg)

$mol_{\text{sacarose}}$  = massa molar da sacarose = 342 g/mol

$Vol_{\text{etanol}}$  = volume de etanol (L)

$cesp_{\text{água}}$  = calor específico da água = 1 kcal/kg°C

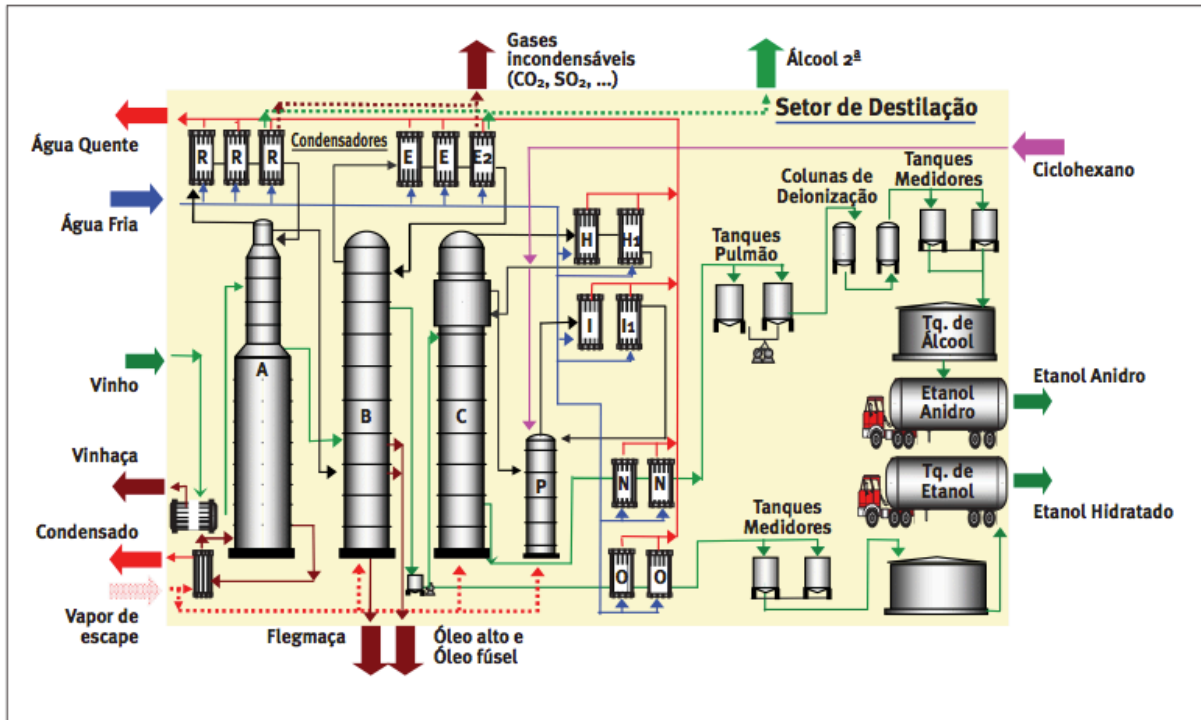
$\Delta T_{\text{água}}$  = diferencial de temperatura da água de resfriamento = 32°C - 28°C = 4°C

Para se obter o volume de água usado na etapa em L<sub>água</sub>/L<sub>etanol</sub>, é preciso multiplicar o valor obtido (kg<sub>água</sub>/L<sub>etanol</sub>) pelo teor alcoólico do etanol hidratado produzido em volume (em média 96%) e dividir pelos rendimentos de fermentação (85%) e destilação (95%). O cálculo resulta em um valor para a taxa de água de resfriamento utilizada na faixa de 60 L a 80 L para cada litro de etanol produzido, ou cerca de 3 m<sup>3</sup>/t.cana, conforme indicado na Tabela 1.

#### 2.4.5 Água na destilação

A fase de destilação é composta por três etapas principais, cada uma representada por uma coluna distinta: a primeira é uma coluna de destilação (A), onde o vinho entra, é aquecido com vapor de escape e há geração de vinhaça; a segunda é uma coluna de retificação (B), da qual sai etanol hidratado e há produção de flegmaça e a terceira é uma coluna de desidratação (C), na qual o etanol é desidratado e há produção de etanol anidro. Nesse processo, além de vapor para aquecimento das três colunas, é utilizada água em grande quantidade para a condensação do etanol que sai das colunas em forma de vapor. A Figura 21 ilustra os processos envolvidos na destilação.





**Figura 21 – Fluxograma de destilação do etanol**

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).

#### 2.4.5.1 Aquecimento

De acordo com a literatura, pode-se utilizar como taxas médias de vapor de escape em cada coluna de destilação os seguintes valores: 2 a 3 kg/L<sub>etanol</sub> na coluna A, 1 a 1,5 kg/L<sub>etanol</sub> na coluna B e 1 a 1,5 kg/L<sub>etanol</sub> na coluna C. Isso resulta em uma taxa de vapor total para produção de etanol hidratado ou anidro com valores entre 3,5 e 5 kg<sub>vapor</sub>/L<sub>etanol</sub> produzido, que equivalem a valores entre 0,30 e 0,45 t.vapor/t.cana<sub>etanol</sub>.

#### 2.4.5.2 Resfriamento dos condensadores

Na etapa de resfriamento dos condensadores de etanol, utiliza-se água em duas funções principais: remoção de calor latente dos vapores alcoólicos das colunas de destilação, retificação e desidratação (condensação) e retirada de parte do calor sensível do etanol condensado produzido (resfriamento). Nessa etapa, a taxa de uso da água para os condensadores pode ser calculada de acordo com a Equação 30.

$$Tx_{cond} = \frac{m_{\acute{a}gua}}{V_{etanol}} = \frac{1}{cesp_{\acute{a}gua} * \Delta T_{\acute{a}gua}} * \left( Hv_{sat} Tx_{vap} + cesp_{vinho} T_{vinho} Tx_{vinho} - cesp_{flegma\c{c}a} T_{flegma\c{c}a} Tx_{flegma\c{c}a} - cesp_{etanol} T_{etanol} Tx_{etanol} - cesp_{vinha\c{c}a} T_{vinha\c{c}a} Tx_{vinha\c{c}a} \right) \quad (30)$$

onde:

$Tx_{cond}$  = taxa de água para condensadores de etanol (kg/L<sub>etanol hidratado</sub>)

$V_{etanol}$  = volume de etanol produzido (L)

$m_{\acute{a}gua}$  = massa de água para condensadores (kg)

$\Delta T_{\acute{a}gua}$  = diferença temperatura da água utilizada (em média 15°C)

$cesp_{\acute{a}gua}$  = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C

$cesp_{vinho}$  = calor específico do vinho = 0,96 kcal/kg°C

$cesp_{flegma\c{c}a}$  = calor específico da flegmaça = 1 kcal/kg°C

$cesp_{etanol}$  = calor específico do etanol = 0,670 kcal/kg°C

$cesp_{vinha\c{c}a}$  = calor específico da vinhaça = 1 kcal/kg°C

$Hv_{sat}$  = entalpia do vapor saturado a 124°C = 647,8 kcal/kg

$Tx_{vap}$  = uso de vapor na destilaria (em média 3,5 kg/L<sub>etanol hidratado</sub>)

$Tx_{vinho}$  = taxa de vinho produzido

$Tx_{flegma\c{c}a}$  = taxa de flegmaça produzida

$Tx_{etanol}$  = taxa de etanol produzido

$Tx_{vinha\c{c}a}$  = taxa de vinhaça produzida

$T_{vinho}$  = temperatura de entrada do vinho (em média 35°C)

$T_{flegma\c{c}a}$  = temperatura de saída da flegmaça (em média 100°C)

$T_{etanol}$  = temperatura de saída do etanol (em média 50°C)

$T_{vinha\c{c}a}$  = temperatura de saída da vinhaça (em média 100°C)

A aplicação dos valores médios na fórmula resulta em um volume de água de 80 L/L<sub>etanol\_hidratado</sub> e 120 L/L<sub>etanol\_anidro</sub>, equivalentes respectivamente a 7 e 10 m<sup>3</sup>/t.cana<sub>etanol</sub>.



É muito importante que o balanço térmico dos usos de vapor seja equilibrado, para que não haja excesso ou falta de vapor tanto de alta como de baixa pressão.

O volume de água utilizado na produção de vapor direto depende, portanto, das necessidades de energia térmica da usina, do mix de produção e da quantidade de energia elétrica excedente prevista. O vapor direto, depois de ter sido utilizado, transforma-se em vapor de escape que, após seu reuso, torna-se água condensada. Essa água, juntamente com uma parte de água tratada de reposição, é desaerada e alimenta novamente as caldeiras. A quantidade média de produção de vapor varia entre 500 e 600 kg/t.cana e as necessidades médias de vapor de escape são apresentadas na Tabela 2:

**Tabela 2 – Estimativa da quantidade de vapor necessária para o processo**

Vapor de Escape (ve)	Quantidade de vapor	
	por produto	t/t.cana total
Taxa de vapor de escape para a evaporação e sangrias	41,4 kg/kg açúcar	0,207
Taxa de vapor de escape utilizado na lavagem do açúcar	0,1 kg/kg açúcar	0,005
Taxa de vapor de escape utilizado na coluna A	2,5 kg/L etanol	0,100
Taxa de vapor de escape utilizado na coluna B	1,0 kg/L etanol	0,040
Taxa de vapor de escape utilizado na coluna C	1,5 kg/L etanol	0,060
Perdas térmicas	10%	0,041
<b>Total</b>		<b>0,453</b>

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).

#### 2.4.6.2 Dessuperaquecimento do vapor de escape

O vapor de escape sai superaquecido das máquinas e, para conseguir uma boa eficiência térmica na troca de calor, utiliza-se o mesmo vapor de escape, após o rebaixamento de sua temperatura até a obtenção do vapor saturado. Para rebaixar a temperatura de 160°C para 124°C, injeta-se água, em um processo chamado de dessuperaquecimento. O volume necessário para essa etapa pode ser estimado a partir da Equação 31:

$$Tx_{desuper} = \frac{Hv_{sat} - Hv_{super}}{cesp_{água} * T_{água} - Hv_{super}} \quad (31)$$

onde:

$Tx_{dessuper}$  = taxa de água utilizada por vapor saturado (em média 0,03 kg/kg = 3%)

$cesp_{\text{água}}$  = calor específico da água = 1 kcal/kg°C

$Hv_{super}$  = entalpia do vapor superaquecido a 160°C e 2,4 kgf/cm<sup>2</sup> = 665,8 kcal/kg

$Hv_{sat}$  = entalpia do vapor saturado a 124°C = 647,8 cal/g

$T_{\text{água}}$  = temperatura da água utilizada (em média 30°C)

Considerando-se a taxa de água utilizada por vapor saturado calculada a partir dos valores médios, bem como o uso médio de vapor de escape de 500 kg/t.cana, a taxa de água para dessuperaquecimento resulta em 15 L/t.cana, conforme indicado na Tabela 1.

#### 2.4.6.3 Lavagem dos gases de combustão das caldeiras

A combustão do bagaço na caldeira produz gases, compostos por fumaça, partículas grosseiras (fuligem), bagacilho semiqueimado e areia. Para atender aos novos padrões de emissão atmosférica de material particulado e NOx, os gases têm que ser tratados por retentores de fuligem via úmida. Esses equipamentos operam com água a baixa pressão (1 kcal/cm<sup>2</sup>) que é aspergida no interior do equipamento, onde as partículas de água capturam a fuligem, cinza e areias dos gases, arrastando-os para o fundo do retentor. A água com as partículas retidas é depois removida e tratada para poder ser recirculada.

Nesse processo, utiliza-se aproximadamente 2 m<sup>3</sup> de água por tonelada de vapor produzido na caldeira. Dessa forma, considerando-se uma produção média de vapor de 500 kg/t.cana, o volume de água necessário resulta em cerca de 1 m<sup>3</sup>/t.cana, conforme indicado na Tabela 1, podendo variar de acordo com o equipamento utilizado.

#### 2.4.6.4 Limpeza dos cinzeiros

A emissão de material particulado resultante da combustão do bagaço é estimada em 2,2 a 3,6 kg/t.cana (COPERSUCAR, 1983 apud ELIA NETO; SHINTAKU, 2009) e, dessa quantidade, aproximadamente 80% é lançada na

atmosfera, enquanto o restante (20%) é depositado nas fornalhas, cinzeiros e salões das caldeiras. A retirada das cinzas é normalmente feita por via mecânica com equipamentos a seco, porém em algumas caldeiras mais antigas a limpeza é feita a úmido, com água. Essa, após sua utilização, é incorporada e tratada no mesmo sistema de tratamento da água de fuligem (efluente da lavagem de gases da caldeira). O uso da água nesse processo é estimado em torno de  $0,5 \text{ m}^3/\text{t}_{\text{vapor produzido}}$ , ou seja  $0,25 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ , conforme indicado na Tabela 1, considerando-se uma produção média de vapor de  $500 \text{ kg/t.cana}$ .

#### 2.4.6.5 Resfriamento do óleo e ar dos turbogeradores

Os mancais dos turbogeradores, turbobombas e turboexaustores das caldeiras são lubrificados e refrigerados com óleo em sistema de recirculação e o gerador tem que ser resfriado com radiador ar-água. A vazão de água utilizada para resfriar o óleo é aproximadamente duas vezes a de óleo lubrificante em circulação (vazão essa que depende do tipo e potência do equipamento), enquanto a água para o radiador do gerador de energia é aproximadamente a mesma que é necessária para resfriar o óleo da sua turbina.

No caso de turbinas de acionamento de bombas e exaustores, a quantidade específica de água necessária para o resfriamento dos equipamentos é de aproximadamente  $8 \text{ L/h.kW}_{\text{capacidade instalada}}$ , enquanto que no caso de turbogeradores a mesma resulta ser  $15 \text{ L/h.kW}$ . Normalmente, precisa-se de  $12,5 \text{ kWh/t.cana}$  para gerar energia elétrica para consumo próprio, mas com a tendência crescente de produzir energia elétrica excedente para venda, pode-se chegar a valores que variam entre 30 e  $120 \text{ kWh/t.cana}$ . Pode-se estimar, portanto, um uso médio de água de  $0,50 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ , considerando-se que essa pode ser reutilizada em circuito fechado depois de ter passado por um processo de resfriamento.

#### 2.4.6.6 Torres de condensação

As torres de condensação são equipamentos utilizados no caso de cogeração de energia elétrica para venda com turbinas de condensação. A taxa de água necessária nessas torres para a condensação do vapor pode ser estimada a partir da Equação 32.

$$Tx_{\text{água}_{cond}} = \frac{CL_{vap}}{cesp_{\text{água}} * \Delta T_{\text{água}}} \quad (32)$$

onde:

$Tx_{\text{água}_{cond}}$  = taxa de água utilizada na condensação (kg<sub>água</sub>/kg<sub>vapor</sub>)

$cesp_{\text{água}}$  = calor específico da água = 1 kcal/kg°C

$CL_{vap}$  = calor latente do vapor a 54°C e vácuo absoluto de 2,2" Hg = 570 cal/g

$\Delta T_{\text{água}}$  = diferencial de temperatura da água de resfriamento = 45 – 30 = 15°C

Em uma situação média, 30% do vapor (150 kg/t.cana) tem que ser condensado. Isso corresponde a uma necessidade de água na torre de cerca de 6 m<sup>3</sup>/t.cana, conforme indicado na Tabela 1.

## 2.4.7 Água para outros usos

### 2.4.7.1 Limpeza de pisos e equipamentos

Quase toda a água utilizada para a limpeza de pisos e equipamentos é água de reúso. Sua quantidade varia muito dependendo da usina, mas pode-se assumir uma estimativa de 50 L/t.cana.

### 2.4.7.2 Uso potável

A quantidade de água para uso doméstico é também muito variável para cada usina, pois depende principalmente do número de funcionários da mesma. Os autores Elia Neto e Shintaku (2009) adotam como valor de referência 70L/funcionário.dia, o que corresponde a um uso de 30 L/t.cana.

## 2.4.8 Consumo de água total envolvido nos processos

O levantamento de dados relativos aos usos médios de água em cada fase da produção de usinas de cana-de-açúcar com destilarias anexas permite determinar a quantidade total de água necessária no processo. De acordo com a metodologia

apresentada, esse valor é de aproximadamente 22 m<sup>3</sup>/t.cana, não apresentando grande variação em função do mix de produção, visto que os usos de água não comuns nos processos produtivos de açúcar e etanol compensam-se em termos de volume.

A estimativa de uso médio realizada, entretanto, não está diretamente relacionada aos valores correspondentes à captação e consumo de água no processo, sendo este último definido como a quantidade de água que não retorna ao corpo receptor. Para se chegar aos dados de captação de água de forma correta, é importante considerar as reutilizações da água nos diversos circuitos, bem como medidas de racionalização do uso da água. Dessa forma, o valor resultante para a captação é bem menor.

Segundo Elia Neto e Shintaku (2009), o balanço médio global de água nas usinas de cana-de-açúcar pode ser realizado a partir dos dados relativos à captação, às perdas, ao uso de água total, ao índice de reúso, ao lançamento e ao reúso agrônomico. Os valores utilizados pelos autores na caracterização do balanço médio podem ser visualizados na Tabela 3. Na Tabela 4, por sua vez, são detalhados os dados referentes à evolução do uso de água no setor sucroalcooleiro.

**Tabela 3 – Estimativa do balanço de água**

<b>Captação</b> <b>(m<sup>3</sup>/t.cana)</b>	<b>Perdas</b> <b>(m<sup>3</sup>/t.cana)</b>	<b>Uso e reúso</b> <b>(m<sup>3</sup>/t.cana)</b>	<b>Índice de Reúso</b> <b>(%)</b>	<b>Lançamento</b> <b>(m<sup>3</sup>/t.cana)</b>	<b>Reúso Agrônomico</b> <b>(m<sup>3</sup>/t.cana)</b>
2	0,9	22	91	0 a 1,1	0 a 1,1

Fonte: adaptado de Elia Neto e Shintaku (2009).

**Tabela 4 – Evolução das taxas de captação, consumo e lançamento**

<b>Taxas</b> <b>(m<sup>3</sup>/t.cana)</b>	<b>1990</b>	<b>1995</b>	<b>1997</b>	<b>2004</b>
Captação	5,6	2,92	5,07	1,85
Consumo	1,8	1,60	0,92	-
Lançamento	3,8	1,32	4,15	-

Fonte: Elia Neto e Shintaku (2009).



### 3 ESTUDO DE CASO

Este item apresenta o levantamento de dados referentes à produção de cana-de-açúcar no estado de São Paulo, na região Centro-Sul e em todo o Brasil, bem como os dados relativos à produção da Usina Nossa Senhora Aparecida (GVO – Unidade Itapira). Além disso, são apresentados dados relativos aos usos de água em cada etapa do processo produtivo dessa usina, levantados *in loco* com o objetivo de melhor compreender as necessidades de água em uma usina real.

#### 3.1 O perfil produtivo do estado de São Paulo

Com a finalidade de caracterizar a produção do setor sucroalcooleiro no estado de São Paulo e analisar a sua importância em relação à produção acumulada da região Centro-Sul e do Brasil, foram levantados os dados referentes à produção de cana-de-açúcar, açúcar e etanol das últimas 10 safras. A Tabela 5 mostra os valores acumulados da produção por safra de cada um dos produtos, segundo a UnicaData (2013).

**Tabela 5 – Levantamento de dados de produção do setor**

Safra	Cana-de-açúcar (1000 t)			Açúcar (1000 t)			Etanol Total (1000 m <sup>3</sup> )		
	SP	Centro-Sul	Brasil	SP	Centro-Sul	Brasil	SP	Centro-Sul	Brasil
2000/2001	148.256	207.099	257.622	9.675	12.643	16.256	6.439	9.064	10.593
2001/2002	176.574	244.218	293.051	12.350	15.972	19.218	7.135	10.176	11.536
2002/2003	192.487	270.407	320.650	14.348	18.778	22.567	7.691	11.152	12.623
2003/2004	207.811	299.121	359.316	15.172	20.420	24.926	8.828	13.069	14.809
2004/2005	230.280	328.697	386.090	16.495	22.085	26.621	9.107	13.591	15.417
2005/2006	243.671	337.618	387.345	16.834	22.085	25.906	9.963	14.330	15.924
2006/2007	263.870	372.165	425.416	19.419	25.700	29.798	10.910	15.998	17.710
2007/2008	296.243	431.114	492.382	19.105	26.169	30.719	13.325	20.326	22.422
2008/2009	346.293	504.963	569.063	19.662	26.750	31.047	16.722	25.102	27.513
2009/2010	361.261	541.962	602.193	20.729	28.645	32.956	14.912	23.689	25.694
2010/2011	359.503	556.945	620.132	23.446	33.501	37.989	15.354	25.385	27.376
2011/2012	304.230	493.159	559.215	21.068	31.304	35.925	11.598	20.542	22.682
2012/2013	329.923	532.758	588.370	23.289	34.097	38.237	11.830	21.362	23.209
<b>Média</b>	<b>266.185</b>	<b>393.863</b>	<b>450.834</b>	<b>17.815</b>	<b>24.473</b>	<b>28.628</b>	<b>11.063</b>	<b>17.214</b>	<b>19.039</b>

Fonte: UnicaData (2013).

### 3.2 O perfil produtivo da Unidade Itapira

A Usina Nossa Senhora Aparecida (Unidade Itapira do Grupo Virgolino de Oliveira) iniciou suas atividades no ano de 1921, no município de Itapira, sendo a primeira das quatro usinas do Grupo a ser construída. Caracteriza-se como uma usina anexa flexível, capaz de produzir mais açúcar ou mais etanol, dependendo das condições de mercado, atingindo no máximo a configuração de 60% e 40% (para a produção de açúcar e de álcool). Nesta unidade, são produzidos o etanol hidratado e o etanol anidro, bem como o açúcar branco, destinado principalmente ao mercado interno. A usina é signatária do Protocolo Verde e possui uma logística de escoamento de produtos bastante favorecida, por estar próxima dos centros de consumo (VIRGOLINO DE OLIVEIRA, 2013).



Figura 23 – Visita técnica à Unidade Itapira (GVO)

Com o objetivo de realizar uma avaliação do perfil produtivo da Usina Nossa Senhora Aparecida e analisar a importância de sua utilização como estudo de caso,

foram levantados os principais dados referentes a seu histórico de produção nas últimas 5 safras. Os dados utilizados neste projeto foram fornecidos pela gerência industrial da unidade durante visita técnica e permitem caracterizar a usina quanto à produtividade, flexibilidade de produção, capacidade de moagem e tempo de duração da safra, além das perdas envolvidas nos processos.

A Tabela 6 permite verificar os principais dados relativos à produção da usina, sendo considerados os valores acumulados para as safras de 2009/2010, 2010/2011, 2011/2012, 2012/2013, bem como a previsão de produção para a safra de 2013/2014. Os dados completos de produção acumulada para as safras indicadas podem ser consultados no Anexo A deste trabalho.

**Tabela 6 – Dados de produção por safra da Unidade Itapira**

Índices	Ano				
	2009/2010	2010/2011	2011/2012	2012/2013	2013/2014*
Duração da safra (dias)	280	213	217	213	238
Cana Moída (t)	1606408,86	1362165,86	1357591,13	1514587,88	1548242,94
Açúcar Total (sacos)**	1864406,00	1925928,00	2029126,00	2214252,00	2333214,49
Álcool Total (L)	61731256,06	49225396,93	41445379,26	47099367,66	49532442,00
Horas Queima Total	90,41	78,75	64,45	75,76	65,00
Produtividade Total (t/ha)	88,48	72,17	66,99	78,07	81,78

\*Os dados correspondentes à safra de 2013/2014 referem-se à previsão feita pela usina

\*\* 1 saco de açúcar = 50 kg

### 3.3 Usos de água na Unidade Itapira

#### 3.3.1 Captação, consumo e despejo

A captação da água necessária para os processos produtivos realizados na Usina Nossa Senhora Aparecida é feita no rio do Peixe, corpo hídrico localizado próximo à unidade produtora. Por ser muito antiga, a usina possui uma outorga para captação em um valor superior à meta estabelecida pelo CTC ( $1 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ ), além de uma outorga para o despejo de água residuária. As águas residuárias dos processos da usina são descartadas em um corpo hídrico a jusante da captação, após tratamento realizado pela própria usina. A seguir, estão detalhados os dados



coletados durante visita técnica acerca da vazão captada e lançada, configuração do circuito, estimativas de perdas e capacidade de moagem:

- Captação: 1600 m<sup>3</sup>/h
- Perdas de água no processo: aproximadamente 5% (devido à evaporação)
- Lançamento: 1520 m<sup>3</sup>/h
- Configuração do circuito de água: parcialmente aberto
- Taxa de moagem: 400 t/h



**Figura 24 – Rio do Peixe no local da captação**



**Figura 25 – Direcionamento da água captada para a usina**

### 3.3.2 Usos médios de água específicos em cada fase de produção

Com o objetivo de detalhar o balanço hídrico na Usina Nossa Senhora Aparecida, foram levantados os dados relativos ao uso de água em cada etapa do processo produtivo, contabilizados pela unidade no ano de 2011. Para muitas etapas, entretanto, a gerência industrial não possuía os valores finais de uso de água. Assim, foram coletados todos os dados intermediários, a partir dos quais é possível realizar o cálculo dos usos de água específicos, segundo a metodologia apresentada no Capítulo 2 deste trabalho. Os itens a seguir apresentam as informações relevantes para o cálculo do balanço hídrico da usina em questão em cada grande etapa do processamento da cana-de-açúcar:

#### 3.3.2.1 *Recepção, preparo e extração*

Lavagem de cana:

- Fração de colheita mecanizada: 68%
- Fração de colheita manual: 32%
- Impurezas minerais: 9,67 kg/t.cana
- Uso de água na etapa: 3 m<sup>3</sup>/t.cana

Embebição:

- Brix<sub>caldo primário</sub>: 15,15°B
- Brix<sub>caldo secundário</sub>: 11,63°B
- Uso de água na etapa: 0,277 m<sup>3</sup>/t.cana

#### 3.3.2.2 *Tratamento do caldo*

Preparo do leite de cal:

- Consumo de cal: 700 gCaO/t.cana

Preparo do polímero:

- Dosagem do polímero: 5 ppm
- Concentração de preparo: 1 g/L

- Concentração de diluição: 0,2 g/L

Lavagem da torta:

- Taxa de produção da torta: 30,40 kg/t.cana

### 3.3.2.3 *Fabricação de açúcar*

Evaporação do caldo:

- $Brix_{caldo}$ : 13,12°B
- $Brix_{xarope}$ : 61,18°B

Cozimento do açúcar:

- $Massa_{xarope}$ : 0,226 t/t.cana
- $Brix_{xarope}$ : 61,18°B
- $Brix_{massa}$ : 98,65°B

Condensadores da evaporação e do cozimento:

- Uso de água na etapa: 7,173 m<sup>3</sup>/t.cana

Diluição de méis e magmas:

- Diluição de méis: 0,038 m<sup>3</sup>/t.cana
- Diluição de magmas: 0,003 m<sup>3</sup>/t.cana

Lavagem do açúcar:

- Vazão de água injetada na centrífuga: 1,375 L/s

Retentor de pó do açúcar:

- Água de reposição: 0,040 m<sup>3</sup>/t.cana

### 3.3.2.4 *Fermentação*

Preparo do mosto:

- Uso de água na etapa: 0,184 m<sup>3</sup>/t.cana

Resfriamento do mosto:

- Fluxo de água: 0,937 m<sup>3</sup>/t.cana

Preparo do pé-de-cuba:

- Uso de água na etapa: 0,046 m<sup>3</sup>/t.cana

Resfriamento das dornas:

- Número de dornas: 7
- Uso de água na etapa: 4,264 m<sup>3</sup>/t.cana

### 3.3.2.5 Destilação

Aquecimento:

- Vapor de escape: 401 kg/h
- Vapor vegetal de 1º efeito: 19.983 kg/h
- Vapor direto: 6.020 kg/h
- Uso de água na etapa: 2,696 m<sup>3</sup>/t.cana

### 3.3.2.6 Geração de energia

Geração de energia:

- Consumo de energia no processo: 11,63 kWh/t.cana
- Turbogeneradores: multistágio (5,3 MW) e simples estágio (0,85 MW)

Geração de Vapor nas caldeiras:

- Número de caldeiras: 3
- Pressão de vapor: 21 kgf/cm<sup>2</sup>
- Temperatura de vapor: 300 °C (vapor vivo)
- Consumo de vapor no processo: 530,87 kg/t.cana

## 4 ANÁLISE DE DADOS

Neste item, é apresentada inicialmente a análise das informações levantadas acerca de projetos e estudos prévios relacionados ao balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar, detalhados no Capítulo 2 deste trabalho. Posteriormente, são analisados os dados relativos ao perfil produtivo e ao uso de água na Usina Nossa Senhora Aparecida, detalhados no Capítulo 3. As análises realizadas têm o objetivo de discutir a forma como o balanço hídrico é determinado no processo produtivo da cana-de-açúcar e de avaliar a compatibilidade existente entre a tendência de produção da usina escolhida para estudo de caso e do setor sucroalcooleiro brasileiro.

### 4.1 Determinação do balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar

A quantidade de água total necessária para o processamento da cana-de-açúcar em usinas com destilarias anexas pode ser calculada a partir da soma dos usos de água médios em cada etapa do processo produtivo. De maneira geral, pode-se obter o uso total de água em uma usina a partir dos dados relativos às etapas: recepção, preparo e extração; tratamento do caldo; fabricação de açúcar; fermentação; destilação; geração de energia e outros usos. Segundo Elia Neto e Shintaku (2009), a quantidade total de água necessária em uma usina de cana-de-açúcar é de aproximadamente  $22 \text{ m}^3/\text{t.cana}$ .

Entretanto, é importante considerar que esse valor não representa corretamente a quantidade de água consumida no processo, pois atualmente grande parte das usinas possui circuitos fechados, com o reaproveitamento da água utilizada em diversas fases do processo produtivo. Dessa forma, pode-se estipular um índice de reúso médio para as usinas com a finalidade de determinar a quantidade de água utilizada que retorna ao processo produtivo. Assim, a captação necessária torna-se equivalente à água despejada nos corpos hídricos somada às perdas contabilizadas no processo e à água destinada ao reúso agrônomo. O diagrama da Figura 26 representa o fluxo de água em usinas de cana-de-açúcar, baseado nos dados da Tabela 3, apresentada no Capítulo 2 deste trabalho.



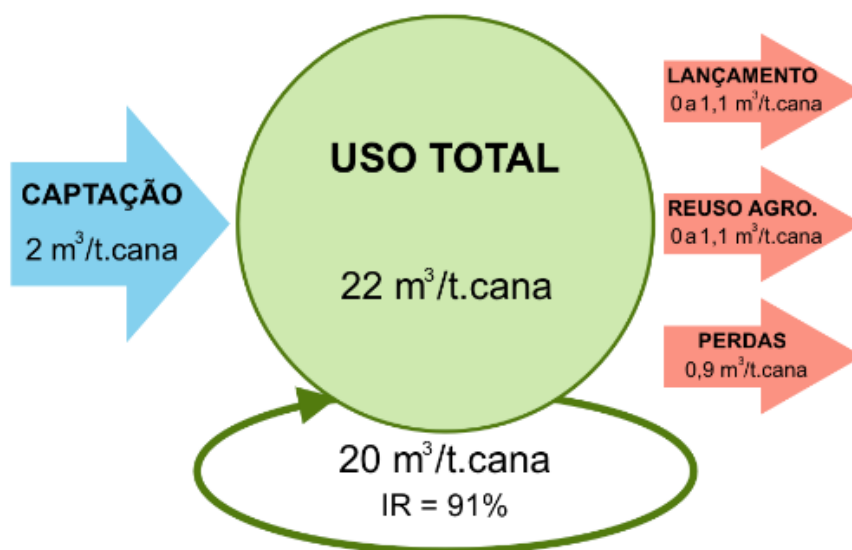


Figura 26 – Balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar

A análise do balanço hídrico detalhado na Figura 26 permite concluir que a captação necessária para suprir a quantidade de água que não retorna ao processo produtivo (e que, portanto, deve ser captada) pode ser calculada da seguinte maneira:

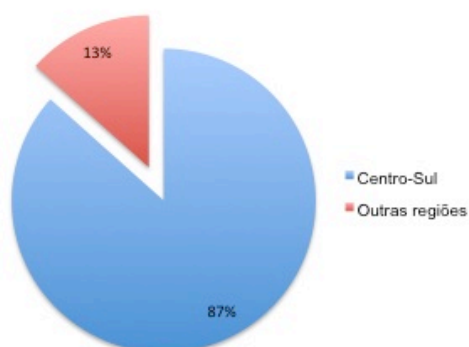
$$\begin{aligned}
 \text{Captação} &= \text{Lançamento} + \text{Perdas} + \text{Reúso}_{\text{agronômico}} = \sum \text{Uso} * (100\% - \text{IR}) \\
 \therefore 2 &= 0 < \text{Lanç.} < 1,1 + 0,9 + 0 < \text{Reúso}_{\text{agro.}} < 1,1 = 22 * (100\% - 91\%) \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{t.cana}} \right] \quad (33)
 \end{aligned}$$

Portanto, para que o correto valor da captação seja encontrado em um modelo de simulação de balanço hídrico, é importante contabilizar em quais etapas do processo há a possibilidade de reutilização da água. Para isso, deve-se considerar a qualidade da água efluente em cada processo e suas formas de tratamento. Conclui-se, assim, ser importante para o desenvolvimento de modelos de balanço hídrico atenção no que diz respeito aos dados relativos ao índice de reúso de água em usinas, para que seja possível avaliar o valor real da captação necessária.

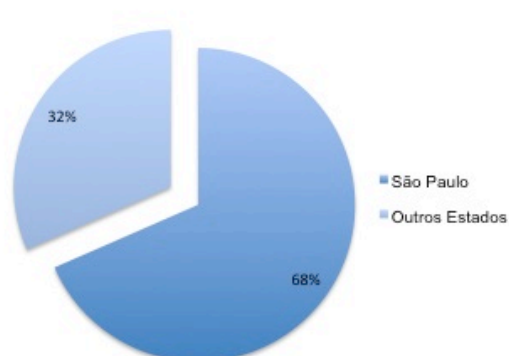
## 4.2 O papel do estado de São Paulo no setor sucroalcooleiro

Com o objetivo de determinar a correspondência existente entre a tendência de produção da usina escolhida para o estudo de caso e a produção média do setor sucroalcooleiro, foram levantados os dados da produção nacional de cana-de-açúcar, açúcar e etanol das últimas dez safras, disponibilizados pela UnicaData (2013). A partir deles, foram calculadas as médias anuais de produção obtidas para o estado de São Paulo, região Centro-Sul e para todo o território brasileiro. Os gráficos apresentados na Figura 27, Figura 28 e Figura 29 foram construídos a partir dos dados médios calculados, detalhados na Tabela 5 do Capítulo 3 deste trabalho.

**Média Histórica de produção de cana-de-açúcar no Brasil**

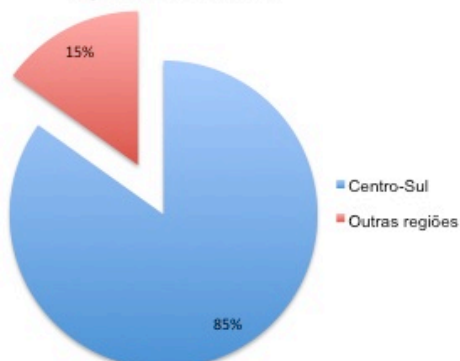


**Média Histórica de produção de cana-de-açúcar em SP**

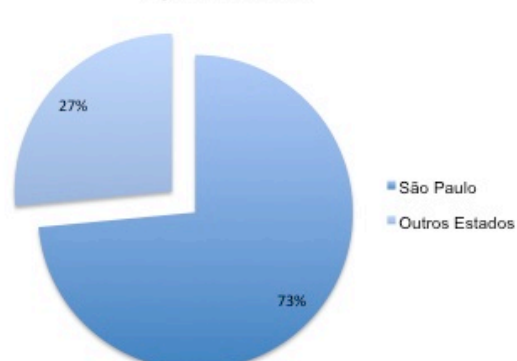


**Figura 27 – Médias históricas da produção de cana-de-açúcar**

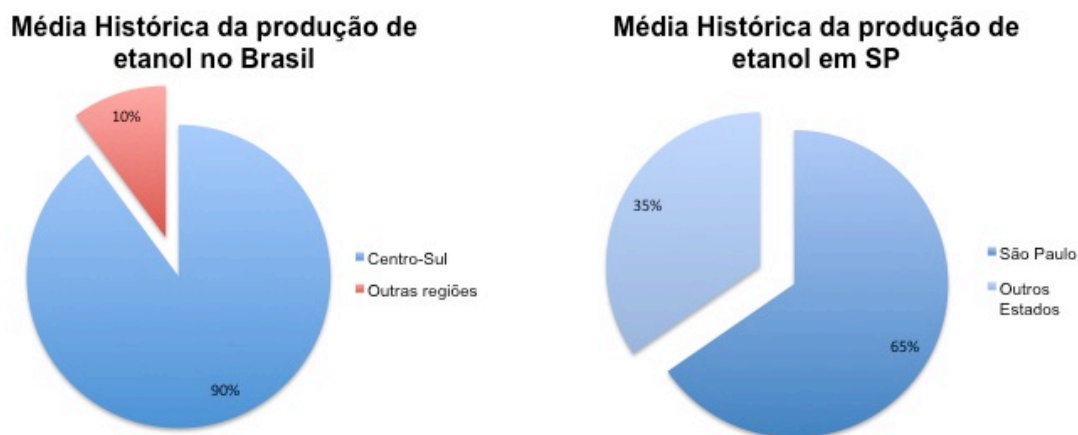
**Média Histórica de produção de açúcar no Brasil**



**Média Histórica de produção de açúcar em SP**



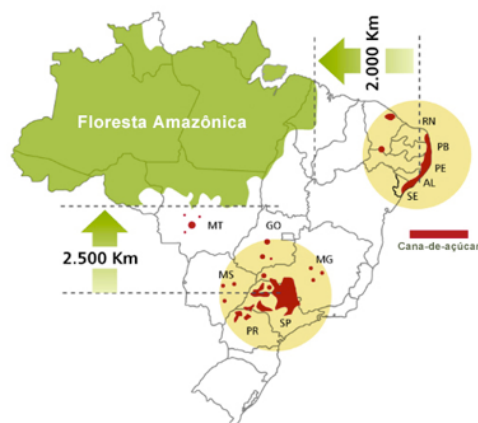
**Figura 28 – Médias históricas da produção de açúcar**



**Figura 29 – Médias históricas da produção de etanol**

A análise dos gráficos permite notar uma uniformidade em dois quesitos: o volume de produção da região Centro-Sul frente à nacional e o domínio do estado de São Paulo nos resultados da região, para a produção de cana-de-açúcar, açúcar e etanol. De acordo com a Figura 27, percebe-se que a maior concentração da produção de cana-de-açúcar do país encontra-se na região Centro-Sul e que, por sua vez, o Estado de São Paulo detém a maior cota dessa produção.

Como consequência da maior produtividade canavieira e graças ao desenvolvimento tecnológico e industrial da região, o Centro-Sul também domina a produção de açúcar e etanol do Brasil, conforme ilustrado na Figura 28 e na Figura 29. Observa-se, ainda, que São Paulo é responsável por aproximadamente dois terços da produção sucroalcooleira da região, ratificando a importância do estado e de suas usinas para o país. Esse domínio fica claro quando se observa a localização das usinas de cana-de-açúcar no Brasil, conforme ilustra a Figura 30:



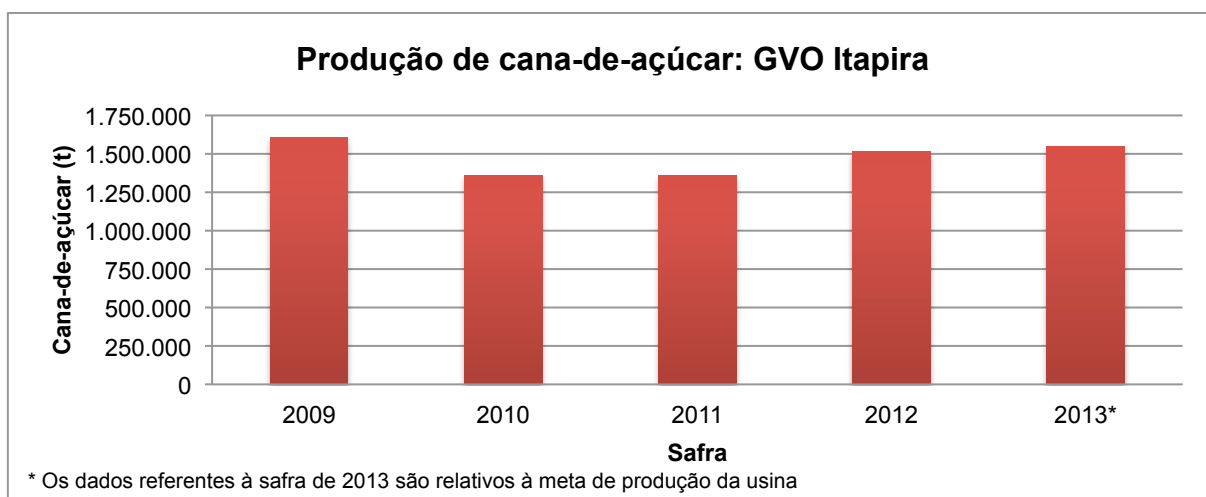
**Figura 30 – Localização das usinas de cana-de-açúcar**

Fonte: NIPE-Unicamp, IBGE e CTC apud Jank (2008).

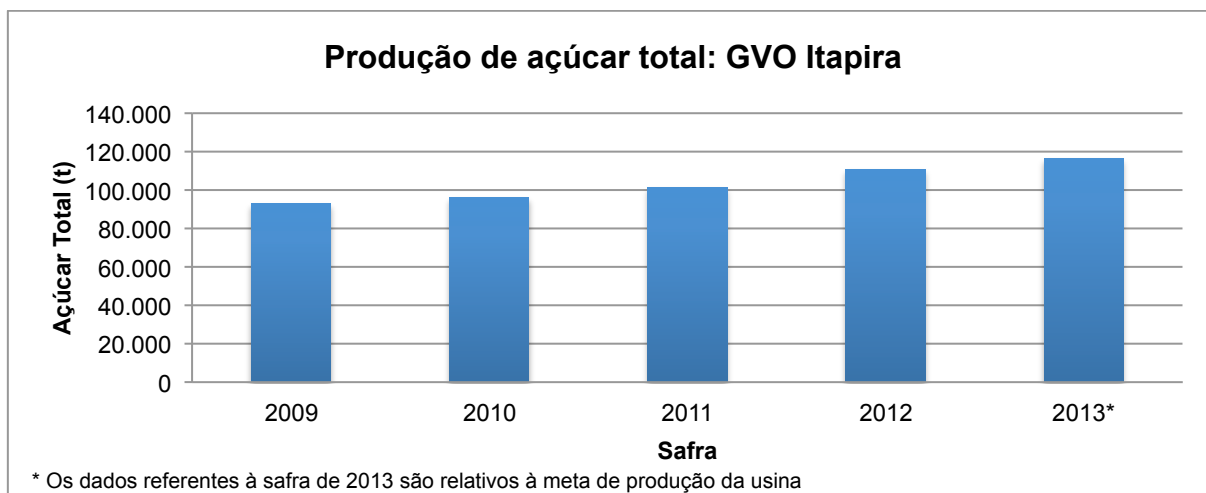
### 4.3 O papel da Unidade Itapira no setor sucroalcooleiro

#### 4.3.1 Evolução do perfil produtivo da usina

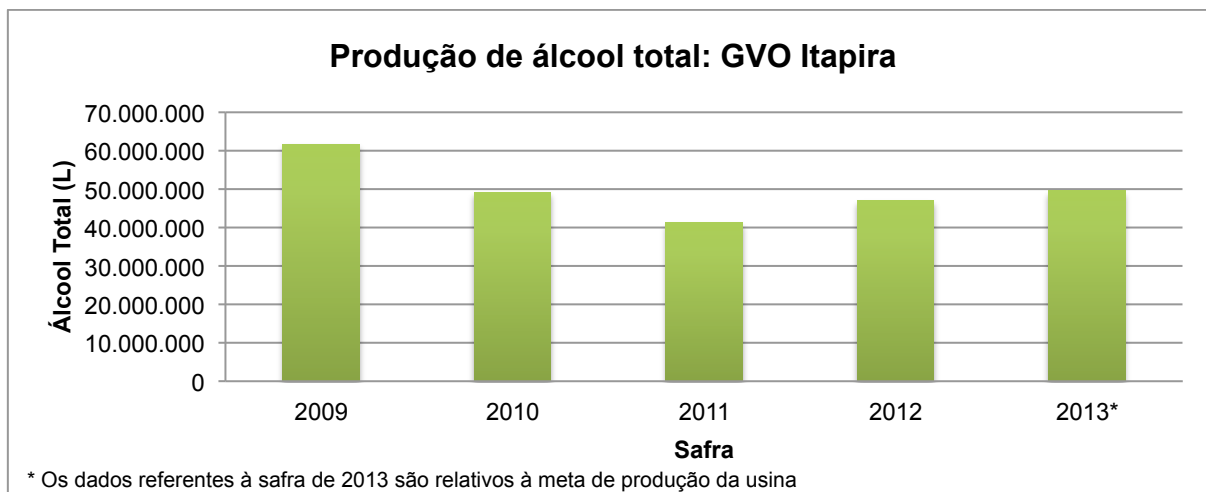
Os dados levantados referentes à produção da Usina Nossa Senhora Aparecida foram organizados e trabalhados com o objetivo de avaliar sua relação com a produção do setor sucroalcooleiro nacional. A partir das informações coletadas a respeito da produção de cana-de-açúcar, açúcar e etanol, foi possível construir gráficos que indicam a evolução do perfil produtivo da usina nos últimos cinco anos, a saber: 2009, 2010, 2011, 2012 e 2013, sendo os dados da última safra relativos à meta de produção estipulada. A Figura 31, a Figura 32 e a Figura 33 ilustram essa evolução.



**Figura 31 – Evolução da produção de cana-de-açúcar na Unidade Itapira**



**Figura 32 – Evolução na produção de açúcar total na Unidade Itapira**

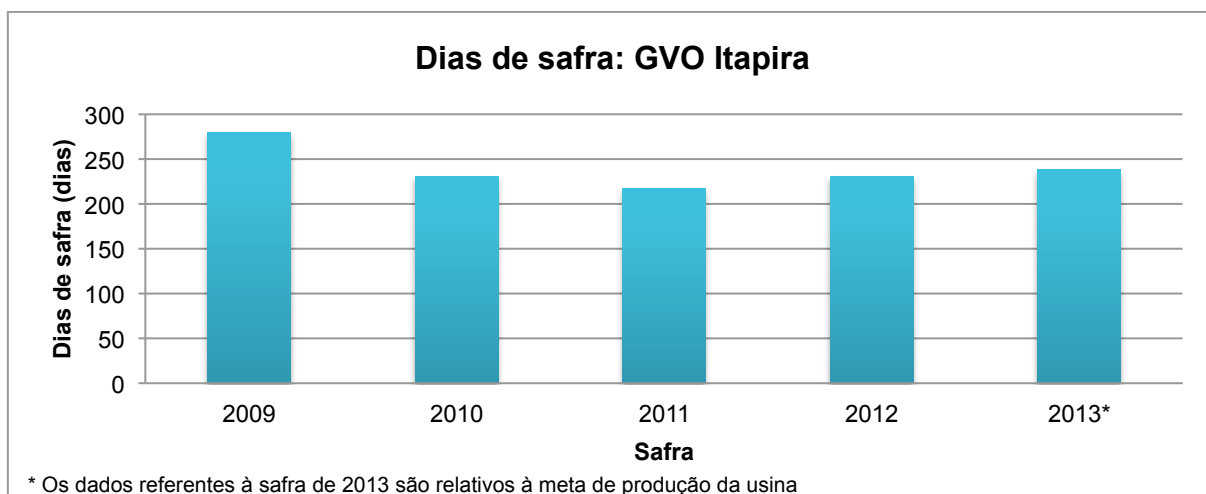


**Figura 33 – Evolução na produção de álcool total na Unidade Itapira**

A análise dos gráficos apresentados permite concluir que houve uma pequena queda na produção de cana-de-açúcar total do ano de 2010 para o de 2011, com posterior aumento da produção nos dois anos subsequentes. Além disso, verifica-se um aumento na produção de açúcar do ano de 2010 para o de 2011, com consequente queda na produção de álcool total no mesmo período considerado. Nos últimos dois anos, de maneira geral, observa-se um aumento gradual na produção de cana-de-açúcar, açúcar e etanol.

Ao se observar a Figura 31, é possível notar também a existência de um grande decréscimo na produção de cana-de-açúcar do ano de 2009 para o seguinte, em um comportamento que foge à tendência. Durante entrevista com a gerência industrial da usina, foi explicado que a maior produção no ano de 2009 seguiu uma estratégia de aumentar a produção para obter maiores rendimentos, diante da crise global ocorrida no ano de 2008.

Portanto, para efeitos de análise, pode-se considerar que esse ano é atípico em relação ao perfil produtivo médio da usina. A estratégia adotada pela unidade de aumentar a produção em níveis superiores à média pode ser confirmada a partir do gráfico da Figura 34, que mostra a duração das safras em dias para o período analisado. É possível notar, a partir dela, que a safra do ano de 2009 foi muito maior do que as subsequentes, com o consequente aumento da produção de cana-de-açúcar total.

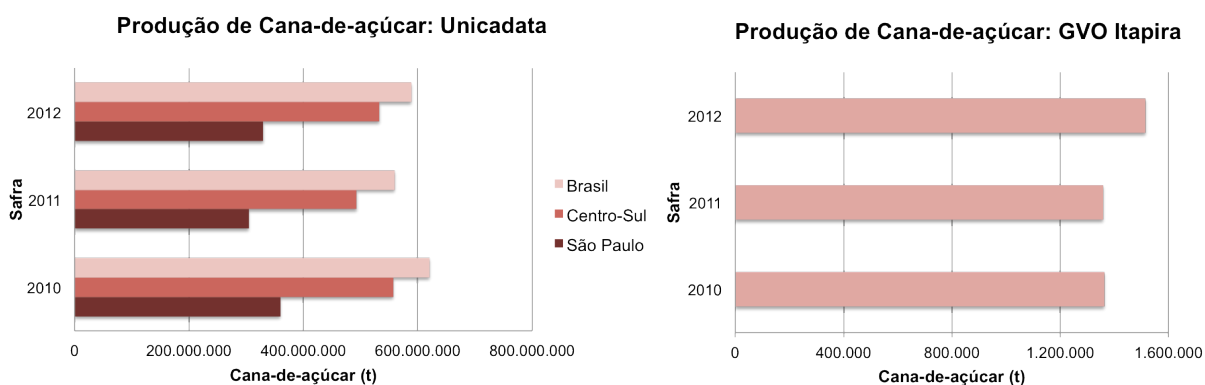


**Figura 34 – Evolução da duração da safra na Unidade Itapira**

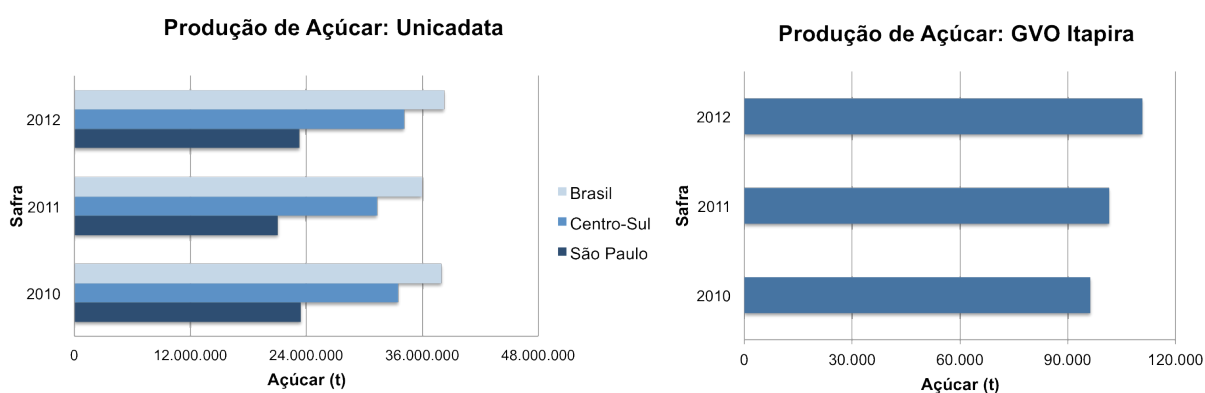
#### **4.3.2 Avaliação da tendência de produção da usina**

A partir dos dados levantados relativos ao perfil produtivo do setor sucroalcooleiro no estado de São Paulo, na região Centro-Sul e no Brasil, é possível analisar sua evolução em comparação com o perfil produtivo da Unidade Itapira. Para isso, foram construídos gráficos com o objetivo de avaliar a tendência de produção de cana-de-açúcar, açúcar e etanol da usina nos últimos três anos. É importante ressaltar que apenas esse período foi considerado válido para efeitos de análise, diante do fato do ano de 2009 ter sido considerado atípico para a produção da usina estudada. Além disso, a falta de dados em escala estadual, regional ou nacional no que diz respeito à estimativa da produção do ano de 2013 impede que seja realizada a comparação para a safra atual.

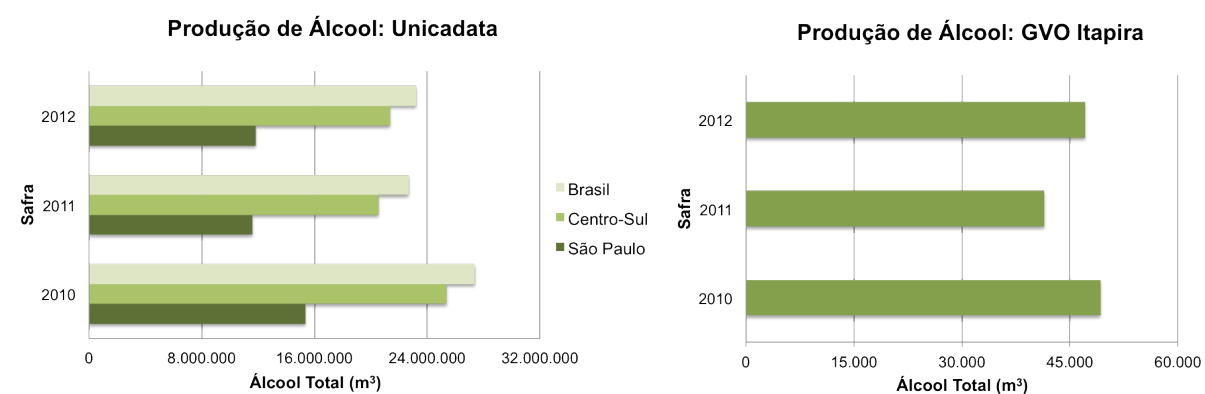
A Figura 35, a Figura 36 e a Figura 37 permitem visualizar a tendência de evolução da produção no estado de São Paulo, na região Centro-Sul e no Brasil, em comparação com a evolução da produção na Unidade Itapira.



**Figura 35 – Comparação da evolução de produção de cana-de-açúcar**



**Figura 36 – Comparação da evolução de produção de açúcar**



**Figura 37 – Comparação da evolução de produção de álcool**

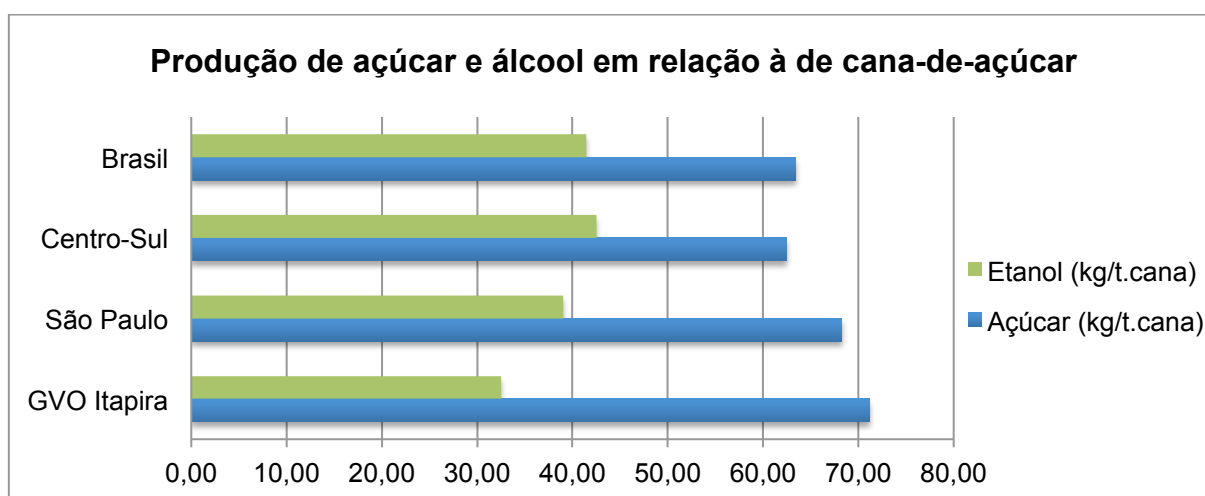
A análise dos gráficos permite concluir que, de maneira geral, o perfil produtivo da usina segue a tendência de evolução da produção do setor sucroalcooleiro. Para a produção de cana-de-açúcar, observa-se a tendência nacional de diminuição da produção do ano de 2010 para 2011, com posterior aumento do ano de 2011 para 2012. Esse perfil é visualizado também na evolução

da produção da Unidade Itapira, embora a diminuição na produção do ano de 2010 para 2011 seja menos acentuada do que a observada em maior escala.

Para a produção de açúcar, observa-se que houve uma discrepância no comportamento da usina em relação ao setor: enquanto na primeira a produção aumenta do ano de 2010 para 2011, em maior escala verifica-se uma queda. Para as safras seguintes, entretanto, o comportamento é semelhante, com a produção de açúcar aumentando do ano de 2011 para o ano de 2012. Na produção de etanol, por sua vez, o comportamento é similar, observando-se uma queda na produção do ano de 2010 para 2011, com posterior aumento do ano de 2011 para 2012.

A análise da tendência produtiva da usina pode também ser feita a partir da abordagem da produção de açúcar em comparação com a produção de álcool em  $\text{kg}_{\text{açúcar}}/\text{t.cana}$  no período considerado (calculada através da Relação de Paridade Técnica definida pela STAB apud Piracicaba Engenharia Sucroalcooleira, 2013). De maneira geral, observa-se que houve uma tendência em produzir mais açúcar do que álcool nos últimos anos, tanto na usina estudada quanto em maior escala. Essa estratégia de produção deve-se principalmente à relação de preços entre o álcool e a gasolina no abastecimento de veículos, que fez com que houvesse baixa procura pelo etanol nos postos de combustíveis.

A Figura 38 ilustra os valores médios dos últimos três anos (2010, 2011 e 2012) da produção de açúcar e álcool em relação à produção de cana-de-açúcar para a usina estudada, estado de São Paulo, região Centro-Sul e Brasil.



**Figura 38 – Comparação da produção de açúcar e álcool**



O gráfico ilustra a tendência similar da Unidade Itapira e do setor sucroalcooleiro em maior escala, de priorizar a produção de açúcar em relação à produção de álcool. Pode-se verificar que há uma semelhança entre os valores médios de produção de açúcar e álcool para a usina escolhida como estudo de caso e para a produção do estado de São Paulo, região Centro-Sul e Brasil.

Portanto, a análise dos dados levantados permite concluir que, de modo geral, a Unidade Itapira pode ser utilizada como estudo de caso de uma usina com destilaria anexa convencional do setor sucroalcooleiro no estado de São Paulo. Esse, por sua vez, detém a maior participação na produção da região Centro-Sul e do Brasil. Assim, é possível afirmar que é válida a escolha da usina em questão e que o conhecimento proporcionado pelo estudo possibilitará fundamentar decisões acerca da implementação de uma ferramenta de cálculo do balanço hídrico na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC).

#### 4.4 O uso de água na Unidade Itapira

Com o objetivo de realizar a análise de uso de água em um sistema real, os dados coletados na Unidade Itapira foram trabalhados para que fosse possível determinar os usos médios específicos em cada etapa de seu processo produtivo. Para isso, utilizou-se como base de cálculo a metodologia apresentada no Capítulo 2 deste trabalho, bem como alguns parâmetros de operação gerais da unidade, detalhados na Tabela 7:

**Tabela 7 – Parâmetros operacionais da Unidade Itapira**

<b>Parâmetros de operação</b>	<b>Valor</b>
Capacidade de moagem (t/ano)	1.700.000
Taxa de moagem (t/h)	400
Horas de operação por safra (h/ano)	4.250
Dias de operação efetiva (dias)	177
Conteúdo de fibra da cana (%)	12,82
Pol da cana (%)	14,34
Produção de açúcar (kg/t.cana)	70,15
Produção de etanol total (L/t.cana)	33,70

Os resultados obtidos podem ser apresentados na forma de uma tabela comparativa, a qual relaciona os valores médios do setor (ver Tabela 1) com os

valores obtidos para a Unidade Itapira. A Tabela 8 mostra a comparação feita para as informações coletadas.

**Tabela 8 – Comparação entre os usos médios e os dados coletados na GVO**

<b>Setor</b>	<b>Finalidade</b>	<b>Uso médio (m<sup>3</sup>/t.cana)</b>	<b>GVO Itapira (m<sup>3</sup>/t.cana)</b>
<b>Recepção, preparo e extração</b>	Lavagem da cana	2,200	3,000
	Embebição	0,250	0,277
	Resfriamento dos mancais	0,035	-
	Resfriamento do óleo	0,130	-
<b>Tratamento do Caldo</b>	Resfriamento coluna sulfitação	0,050	-
	Preparo do leite e cal	0,030	-
	Preparo do polímero	0,008	0,025
	Aquecimento do caldo	0,105	-
	Lavagem da torta	0,030	0,030
	Condensadores dos filtros	0,350	-
<b>Fabricação de açúcar</b>	Evaporação do caldo	0,207	0,786
	Cozimento do açúcar	0,085	0,086
	Condensadores evap. e cozim.	8,000	7,173
	Diluição de méis e magmas	0,030	0,041
	Retardamento do cozimento	0,010	-
	Lavagem do açúcar	0,015	0,127
	Retentor de pó do açúcar	0,020	0,040
<b>Fermentação</b>	Preparo do mosto	0,100	0,184
	Resfriamento do mosto	1,250	0,937
	Preparo do pé-de-cuba	0,001	0,046
	Lavagem gases da fermentação	0,015	-
	Resfriamento das dornas	3,000	4,264
<b>Destilação</b>	Consumo Total	3,860	2,696
<b>Geração de energia</b>	Consumo Total	2,265	-
<b>Outros usos</b>	Limpeza pisos e equipamentos	0,050	-
	Uso potável	0,030	-
<b>Total</b>		<b>22,126</b>	<b>19,712</b>

A análise da Tabela 8 permite concluir que existem alguns dados de usos específicos de água por etapa de produção que não são contabilizados pela Unidade Itapira, ou que não puderam ser calculados com base nas informações intermediárias detalhadas no Capítulo 3 deste trabalho. Entretanto, ao analisar a soma total dos usos de água obtidos para usina, percebe-se que ela representa aproximadamente 89% da soma dos usos médios (22,126 m<sup>3</sup>/t.cana) obtidos por Elia Neto e Shintaku (2009).

Dessa forma, considerando-se que os dados obtidos representam uma fração significativa do uso de água total médio de uma usina com destilaria anexa, optou-se por realizar uma análise do balanço hídrico global da usina estudada a partir dos

valores disponibilizados pela Unidade Itapira e dos dados médios obtidos na literatura (quando os dados específicos da usina não estavam disponíveis). A determinação do uso de água total necessário para os processos da usina está, dessa forma, indicada na Tabela 9:

**Tabela 9 – Usos específicos considerados para análise da Unidade Itapira**

<b>Setor</b>	<b>Finalidade</b>	<b>Uso específico (m<sup>3</sup>/t.cana)</b>
<b>Recepção, preparo e extração</b>	Lavagem da cana	3,000
	Embebição	0,277
	Resfriamento dos mancais	0,035
	Resfriamento do óleo	0,130
<b>Tratamento do Caldo</b>	Resfriamento coluna sulfitação	0,050
	Preparo do leite e cal	0,030
	Preparo do polímero	0,025
	Aquecimento do caldo	0,105
	Lavagem da torta	0,030
	Condensadores dos filtros	0,350
	Evaporação do caldo	0,786
<b>Fabricação de açúcar</b>	Cozimento do açúcar	0,086
	Condensadores evap. e cozim.	7,173
	Diluição de méis e magmas	0,041
	Retardamento do cozimento	0,010
	Lavagem do açúcar	0,127
	Retentor de pó do açúcar	0,040
	Preparo do mosto	0,184
<b>Fermentação</b>	Resfriamento do mosto	0,937
	Preparo do pé-de-cuba	0,046
	Lavagem gases da fermentação	0,015
	Resfriamento das dornas	4,264
	Consumo Total	2,696
<b>Destilação</b>	Consumo Total	2,265
<b>Geração de energia</b>	Limpeza pisos e equipamentos	0,050
<b>Outros usos</b>	Uso potável	0,030
<b>Total</b>		<b>22,782</b>

A partir de uma contabilização que considera os dados fornecidos pela Unidade Itapira e os dados médios do setor na falta de valores específicos, pode-se chegar a um valor final de uso de água nos processos produtivos de 22,782 m<sup>3</sup>/t.cana. Esse resultado aproxima-se do valor definido na bibliografia, com um desvio de aproximadamente 2,88%, o que permite concluir que o comportamento relativo ao uso de água médio das usinas brasileiras pode ser identificado na usina real escolhida para estudo de caso.

Por fim, considerando os resultados apresentados, a análise realizada neste capítulo mostra que existe uma compatibilidade entre os dados médios documentados na metodologia do cálculo do balanço hídrico desenvolvida por Elia Neto e Shintaku (2009) e os dados coletados em uma usina real, cujas tendências de produção seguem a média do setor sucroalcooleiro brasileiro. Assim, pode-se afirmar que o estudo de caso realizado é importante no sentido de permitir um melhor entendimento dos processos produtivos, bem como dos usos de água necessários em uma usina real. Esse estudo pode, assim, ser utilizado para fundamentar decisões acerca da elaboração da ferramenta de cálculo do balanço hídrico e de sua implementação na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar.

## 5 DEFINIÇÃO DO PROBLEMA

Após o levantamento e análise dos dados, é evidente que a agroindústria sucroalcooleira apresenta-se como uma grande consumidora de água. O interesse e atenção pelas questões energéticas e ambientais têm se apresentado de forma crescente nos últimos anos e, dada a importante atuação do setor sucroenergético no mercado internacional, cresce também a exigência quanto à certificação ambiental de produtos, processos de produção e serviços. Dessa forma, verifica-se atualmente no setor o desenvolvimento de programas rigorosos de gestão ambiental, a modernização dos processos industriais e a adoção de práticas de reúso de água.

Tendo em vista essa situação, alguns trabalhos foram desenvolvidos tratando da questão do balanço de água em usinas de cana-de-açúcar, dentre os quais se destaca o estudo realizado por Elia Neto e Shintaku (2009). Entretanto, os cálculos desse balanço ainda não foram implementados em simulações matemáticas. A equipe de pesquisa do Programa de Avaliação Tecnológica (PAT), do Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), desenvolveu uma ferramenta que possibilita avaliar a integração de novas tecnologias em toda a cadeia produtiva da cana-de-açúcar e do etanol, a Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), mas esse modelo matemático ainda não inclui os cálculos relativos ao balanço hídrico.

Portanto, dada a importância crescente do setor sucroalcooleiro no mundo, a preocupação pela questão energética e ambiental e o papel da água nos processos industriais desse setor, este trabalho tem o objetivo de implementar uma ferramenta de cálculo do balanço hídrico no modelo da Biorrefinaria Virtual, configurada para a produção de açúcar, eletricidade e etanol de primeira geração. Espera-se, assim, que este projeto possa contribuir de alguma forma com as pesquisas realizadas atualmente pelo Programa de Avaliação Tecnológica do CTBE, permitindo a solução de gargalos e a definição de melhores práticas e tecnologias no setor sucroalcooleiro, no que diz respeito à importante questão do uso e reúso de água.

## **6 ALTERNATIVAS PARA A SOLUÇÃO DO PROBLEMA**

O Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Biotenol (CTBE) desenvolveu a Biorrefinaria Virtual de Cana-de-Açúcar (BVC) para avaliar diversos cenários de produção, utilizando para esse fim diferentes configurações de usina, cada uma com parâmetros distintos. Neste capítulo, são apresentadas as alternativas que foram analisadas antes de se escolher a configuração de usina utilizada para a implementação do modelo de balanço hídrico apresentado neste trabalho.

### **6.1 Alternativas para a configuração da usina simulada na BVC**

No processo de decisão relativo à escolha da configuração da usina a ser utilizada no modelo em Aspen Plus, foram analisadas duas configurações principais da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-Açúcar: a “1G (primeira geração) Anexa Básica” e a “1G Anexa Otimizada”. As principais diferenças entre as duas configurações de usina são apresentadas a seguir.

#### **6.1.1 Usina com destilaria anexa básica**

Na configuração “1G Anexa Básica”, o processo utilizado na fase de desidratação do etanol é a destilação azeotrópica com ciclo-hexano. Além disso, nessa configuração, o vapor produzido pelas caldeiras é também utilizado como força motriz (vapor direto) nas etapas de preparação da cana-de-açúcar e extração do caldo. Instalações convencionais, simuladas com essa configuração, utilizam caldeiras com baixa eficiência para produção de vapor a 22 bar e utilizam como combustível o bagaço produzido na moenda. É importante ressaltar, também, que se considera aqui que todos os resíduos da cana-de-açúcar (folhas e palha) são deixados no campo, não podendo assim ser reaproveitados.

### 6.1.2 Usina com destilaria anexa otimizada

Na configuração “1G Anexa Otimizada”, utiliza-se adsorção em peneiras moleculares na etapa de desidratação do etanol, pois a destilação azeotrópica é um processo energeticamente muito intensivo. Além disso, nessa configuração considera-se que existe uma redução de 20% no consumo de vapor, viável graças a medidas de integração térmica. Ao contrário do que acontece na configuração básica, nesta foi considerada força motriz elétrica para os moedores e outros equipamentos, ao invés de força motriz direta. Nas usinas mais novas, simuladas com essa configuração, são utilizados sistemas de cogeração mais eficientes para produção de vapor e energia elétrica, tais como caldeiras de 90 bar, o que também gera um excedente de eletricidade que pode ser vendido à rede pública. Outra importante consideração é que, na configuração otimizada, 50% dos resíduos da cana são reaproveitados, sendo utilizados como combustível na produção de vapor e eletricidade; a fração restante é deixada no campo a fim de reciclar os nutrientes e manter sob controle ervas daninhas e doenças.

## 6.2 Escolha da solução

As principais diferenças entre os parâmetros das configurações Básica e Otimizada são apresentadas resumidamente na Tabela 10.

**Tabela 10 – Principais diferenças entre as configurações Básica e Otimizada**

<b>Parâmetro</b>	<b>Configuração Básica</b>	<b>Configuração Otimizada</b>
Processo de desidratação	Destilação azeotrópica	Peneiras moleculares
Consumo de vapor	Valor da simulação	20% de redução
Força motriz	Mecânica (direta)	Elétrica
Caldeiras	22 bar	90 bar
Uso dos resíduos da cana	Deixados no campo	50% utilizado na indústria
Excedente de bagaço	Vendido	Queimado para produção de eletricidade

Fonte: adaptado de O.Cavalett et al. (2011).

Considerando todas as características descritas, decidiu-se desenvolver o modelo utilizando a configuração “1G Anexa Básica”. A decisão foi tomada tendo em vista que essa configuração apresenta características mais próximas às da usina média descrita por Elia Neto e Shintaku (2009). Além disso, essa configuração é mais representativa das usinas médias tradicionais do setor sucroalcooleiro brasileiro, enquanto a “1G Anexa Otimizada” é mais representativa das usinas mais novas.



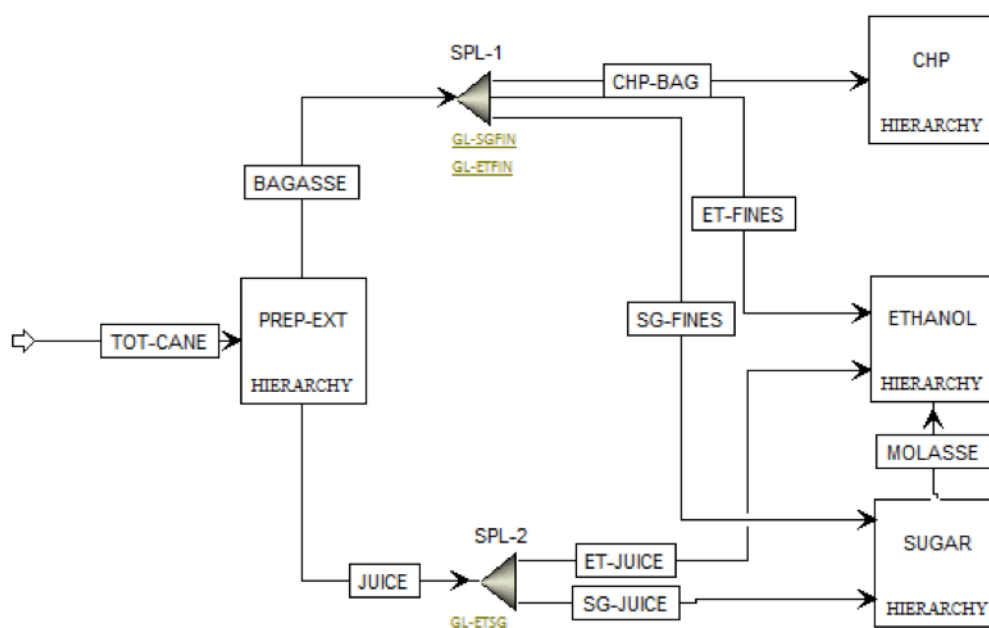
## 7 ESPECIFICAÇÃO DA SOLUÇÃO

Neste capítulo é detalhada a solução escolhida para elaborar uma ferramenta de cálculo do balanço hídrico e implementá-la na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), criada pelo Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE). É explicada a forma como os usos de água em cada etapa do processo produtivo simulado na plataforma são considerados, bem como os cálculos implementados no modelo.

### 7.1 A Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar

As simulações da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar foram construídas no *software* Aspen Plus, um dos simuladores de processos mais utilizados no mundo, em decorrência de possuir um pacote termodinâmico completo e diversos modelos de operações unitárias. Suas implementações foram feitas considerando a existência de blocos hierárquicos, nos quais é possível incluir as operações unitárias envolvidas no processo, de forma a simplificar simulações complexas.

Assim, na simulação da Biorrefinaria Virtual configurada para representar uma usina com destilaria anexa básica, existem 4 blocos hierárquicos principais, a saber: preparo e extração (PREP-EXT, do inglês *Extraction and Preparation*), fábrica de açúcar (SUGAR), fábrica de etanol (ETHANOL) e geração de energia e vapor (CHP, do inglês *Combined Heat and Power*). Dentro de cada uma das hierarquias principais, existem os fluxogramas representativos das operações unitárias envolvidas nas etapas, podendo ainda conter outras hierarquias. A Figura 39 ilustra o fluxograma principal da Biorrefinaria Virtual e seus blocos hierárquicos:



**Figura 39 – Fluxograma principal da BVC (1G Anexa Básica)**

**Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar**

De maneira geral, os balanços de massa e energia realizados na simulação da Biorrefinaria Virtual, construída no *software* Aspen Plus, podem ser obtidos por meio de duas ferramentas principais: a *Design Spec* e o *Calculator*. A *Design Spec* permite que, com cálculos iterativos, o valor definido pelo usuário para determinada variável de saída do processo seja atingido, através da variação de um parâmetro, determinado também pelo usuário. O *Calculator*, por sua vez, permite que o usuário defina através de declarações em Fortran (ou em planilhas do Excel) cálculos a serem realizados na simulação.

Além das ferramentas citadas, as implementações realizadas no Aspen Plus para simular a Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar envolvem a criação de variáveis representativas dos insumos, produtos, usos de água e vapor. Variáveis do tipo *stream* são criadas para representar fluxos de insumos e produtos envolvidos no processo produtivo, enquanto variáveis do tipo *utility* representam usos de materiais necessários nas operações unitárias envolvidas, mas sem participar do fluxo de insumos e produtos. Assim, variáveis do tipo *utility* representam, por exemplo, usos de água para o resfriamento ou aquecimento necessários em determinado equipamento inserido na simulação.

## 7.2 Caracterização geral da ferramenta de cálculo implementada

A implementação do cálculo do balanço hídrico na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar pôde ser realizada através da ferramenta *Calculator*, disponível no *software* Aspen Plus. Essa ferramenta permite a importação de resultados gerados nas simulações do modelo, bem como a implementação de declarações em Fortran para realizar cálculos envolvendo variáveis importadas da simulação, variáveis locais ou variáveis a serem exportadas para a simulação.

Dessa forma, criou-se um *Calculator* chamado GL-WATER, no qual os usos de água de cada etapa do processo produtivo puderam ser calculados. De modo geral, os usos de água na Biorrefinaria Virtual foram considerados nos cálculos de quatro maneiras principais:

- importação de resultados de variáveis do tipo *stream* representativas dos usos de água e vapor já existentes no modelo;
- importação de resultados de variáveis do tipo *utility* representativas dos usos de água e vapor também existentes;
- criação e inserção de uma *utility* nos equipamentos envolvidos na simulação;
- cálculo pontual de uso de água segundo os valores definidos por Elia Neto e Shintaku (2009).

Para as etapas em que as correntes (*streams*) representativas do uso de água já estavam inseridas na Biorrefinaria Virtual, optou-se por criar no *Calculator* GL-WATER variáveis do tipo *import*, ou seja, variáveis que importam os resultados das correntes previamente definidas. Da mesma forma, para as etapas em que as utilidades (*utilities*) de uso de água em equipamentos da Biorrefinaria Virtual já eram consideradas para o aquecimento ou resfriamento dos mesmos, criaram-se variáveis do tipo *import* para receber os resultados da simulação relativos a esses usos de água. Assim, os usos de água que já eram considerados na BVC puderam ser mantidos e seus resultados foram atribuídos às variáveis criadas, de forma a possibilitar a contabilização total ao final do cálculo.

Para as etapas em que a Biorrefinaria Virtual considerava a existência de um processo unitário em determinado equipamento, mas desconsiderava o fato da existência de água de resfriamento ou aquecimento dos processos, foram criadas

variáveis do tipo *utility*. Para isso, definiu-se a composição das variáveis criadas (no caso, água), bem como as temperaturas de entrada e saída no processo. Feito isso, criaram-se variáveis no *Calculator* GL-WATER, as quais importam os resultados das utilidades obtidos nas simulações.

Por fim, para as etapas em que não existiam correntes representativas do uso de água, tampouco equipamentos onde poderiam ser inseridas utilidades, optou-se por realizar o cálculo do uso de água a partir dos valores definidos por Elia Neto e Shintaku (2009), mostrados na Tabela 1 deste trabalho. Isso foi necessário, pois, em decorrência de não existirem no modelo todas as características dos equipamentos utilizados na realidade, alguns parâmetros de cálculo do uso de água não são passíveis de serem considerados. Como exemplo, pode-se citar o fato de não ser possível calcular o uso de água nas etapas de resfriamento do óleo e mancais da moenda, dado que as características necessárias para sua contabilização (vazão do óleo na moenda, número de ternos, número de mancais, etc.) não são representadas na Biorrefinaria Virtual.

Assim, nesse caso optou-se por utilizar os valores da bibliografia, na unidade de volume de água por insumo ou produto envolvido no processo ( $\text{m}^3/\text{t.cana}$ ,  $\text{m}^3/\text{t.cana.açúcar}$ ,  $\text{m}^3/\text{mW}$ , entre outros), multiplicados pelo valor da corrente representativa de tal insumo ou produto na BVC. Para isso, foi necessário criar variáveis no *Calculator* GL-WATER e importar as correntes necessárias, além de criar variáveis locais capazes de receber o resultado do cálculo, inserido em Fortran.

É importante destacar que se optou neste trabalho por utilizar os valores médios do setor determinados por Elia Neto e Shintaku (2009) nos cálculos pontuais, bem como por não alterar os parâmetros de simulação definidos previamente na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar. Isso se deve ao fato de que a simulação existente na BVC, configurada para representar uma usina com destilaria anexa básica, tem como objetivo principal avaliar a integração de novas tecnologias em uma usina que representa a média do setor sucroalcooleiro. Assim, seguindo a missão da Biorrefinaria Virtual e com o objetivo de possibilitar o avanço nas pesquisas já desenvolvidas pelo CTBE, decidiu-se por realizar as implementações relativas ao balanço hídrico com base nos dados médios do setor.

### 7.3 Detalhamento dos cálculos implementados por etapa

Os cálculos envolvidos na determinação do balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar foram implementados no *Calculator* GL-WATER, de acordo com as necessidades em cada etapa. Neste item, são detalhadas as variáveis e parâmetros envolvidos nos cálculos, bem como as equações declaradas em Fortran no *software* Aspen Plus. A Tabela 11 resume a metodologia de criação e implementação da ferramenta de cálculo e as Figuras 40 a 48 ilustram os usos de água necessários em cada etapa. A lista de variáveis e o código implementado na BVC podem ser consultados nos Apêndices A e B deste trabalho, respectivamente.

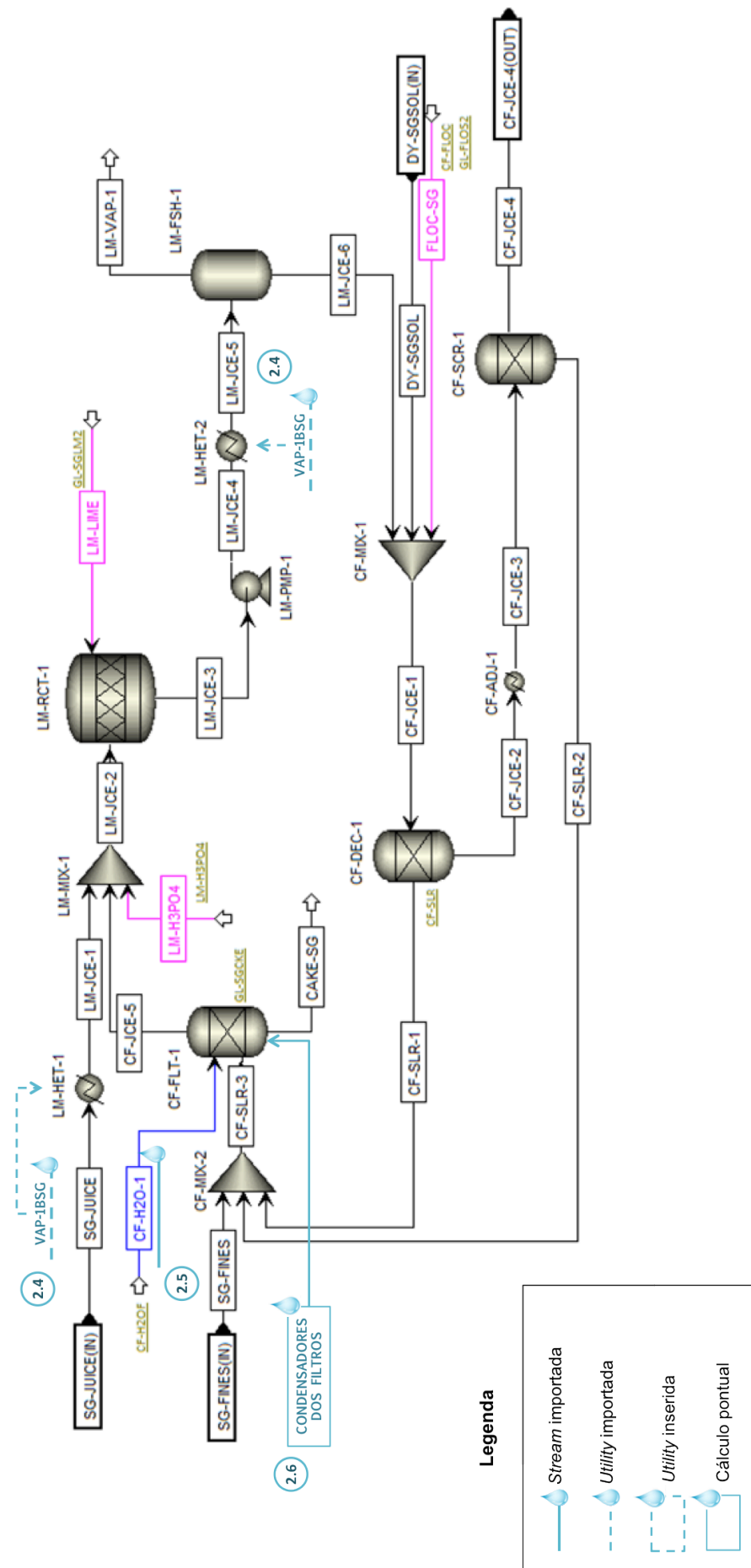
**Tabela 11 – Resumo das implementações realizadas no balanço hídrico da BVC**

Biorefinaria Virtual de Cana-de-Açúcar								
Etapas	Finalidade	Tipo de implementação	Block 1	Block 2	Fl. Option	Nome	Stream	Utility
Recepção, preparo e extração	1.1 Lavagem da cana	Stream importada	PREP-EXT	-	Design Spec	CL-H2O-M	WT-H2O-R	-
	1.2 Embebição	Stream importada	PREP-EXT	-	Calculator	EX-IMB	EX-IMBIB	-
	1.3 Resfriamento mancais	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	1.4 Resfriamento óleo	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
Tratamento do Caldo	2.1 Resf. coluna sulfitação	Não se aplica	-	-	-	-	-	-
	2.2 Preparo do leite de cal	Stream importada	ETHANOL	JCE-TRT	Design Spec	LM-H2OBE	LM-H2O-1	-
	2.3 Preparo do polímero	Stream importada	ETHANOL	JCE-TRT	Design Spec	CF-H2OF1, CF-H2OF2	CF-H2O-2, CF-H2O-3	-
	2.4 Aquecimento do caldo	Utility importada	SUGAR	JCE-TRT	Block	LM-HET-1, LM-HET-2	-	VAP-1BSG
		Utility importada	ETHANOL	JCE-TRT	Block	LM-HET-1	-	VAP-2BAR
	2.5 Lavagem da torta	Stream importada	SUGAR	JCE-TRT	Design Spec	GL-SGCKE	CF-H2O-1	-
		Stream importada	ETHANOL	JCE-TRT	Design Spec	CF-CAKE	CF-H2O-1	-
	2.6 Condens. dos filtros	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
Fabricação de açúcar	3.1 Evaporação do caldo	Utility importada	SUGAR	ME-EVAP	Block	EV-FSH-1	-	VAP-2BAR
	3.2 Condens./multij. evap.	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	3.3 Cozimento do açúcar	Utility importada	SUGAR	-	Block	CR-BPN-A, CR-BPN-B	-	VAP-2BAR, VAP-1BAR
	3.4 Condens./multij. coz.	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	3.5 Dil. de méis e magmas	Stream importada	SUGAR	-	Design Spec	CR-FH2O3	CR-H2O-3	-
	3.6 Retard. do cozimento	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	3.7 Lavagem de açúcar	Stream importada	SUGAR	-	Design Spec	CR-FH2O1, CR-FH2O2	CR-H2O-1, CR-H2O-2	-
	3.8 Retentor de pó do açúcar	Stream importada	SUGAR	-	Design Spec	CR-SG3BX	DY-H2O-1	-
Fermentação	4.1 Preparo do mosto	Stream importada	ETHANOL	-	Design Spec	FM-YST3	FM-H2SO4	-
	4.2 Resfriamento do mosto	Utility inserida	ETHANOL	-	Block	FM-HET-1	-	WATER-45
	4.3 Preparo do pé-de-cuba	Não se aplica	-	-	-	-	-	-
	4.4 Lav. de gases da ferm.	Stream importada	ETHANOL	-	Design Spec	FM-ETABS	FM-H2O-1	-
	4.5 Resfriamento de dornas	Utility inserida	ETHANOL	-	Block	FM-RCT-1	-	WATER-31
Destilação	5.1 Aquecimento (vapor)	Utility importada	ETHANOL	DISTILL	Block	COL-A, COL-BB1, AZ-DISTI	-	VAP-1BSG, VAP-2BAR
	5.2 Resf. dos condensadores	Utility inserida	ETHANOL	DISTILL	Block	DT-DEC-1,DT-CON-1,INT-HET-1,AZ-COOL	-	WATER-45
Geração de energia	6.1 Produção de vapor direto	Stream importada	CHP	-	Design Spec	BO-TGAS	BO-H2O-1	-
	6.2 Dessuperaquecimento	Não se aplica	-	-	-	-	-	-
	6.3 Lavagem de gases	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	6.4 Limpeza dos cinzeiros	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	6.5 Resf. óleo e ar turbog.	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	6.6 Água torres de condens.	Não se aplica	-	-	-	-	-	-
Outros usos	7.1 Limpeza pisos e equip.	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-
	7.2 Uso potável	Cálculo pontual	-	-	-	-	-	-



**Figura 40 – Implementação do balanço hídrico na recepção, preparo e extração**

**Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar**



**Figura 41 – Implementação do balanço hídrico no tratamento do caldo (açúcar)**

**Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar**





**Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar**

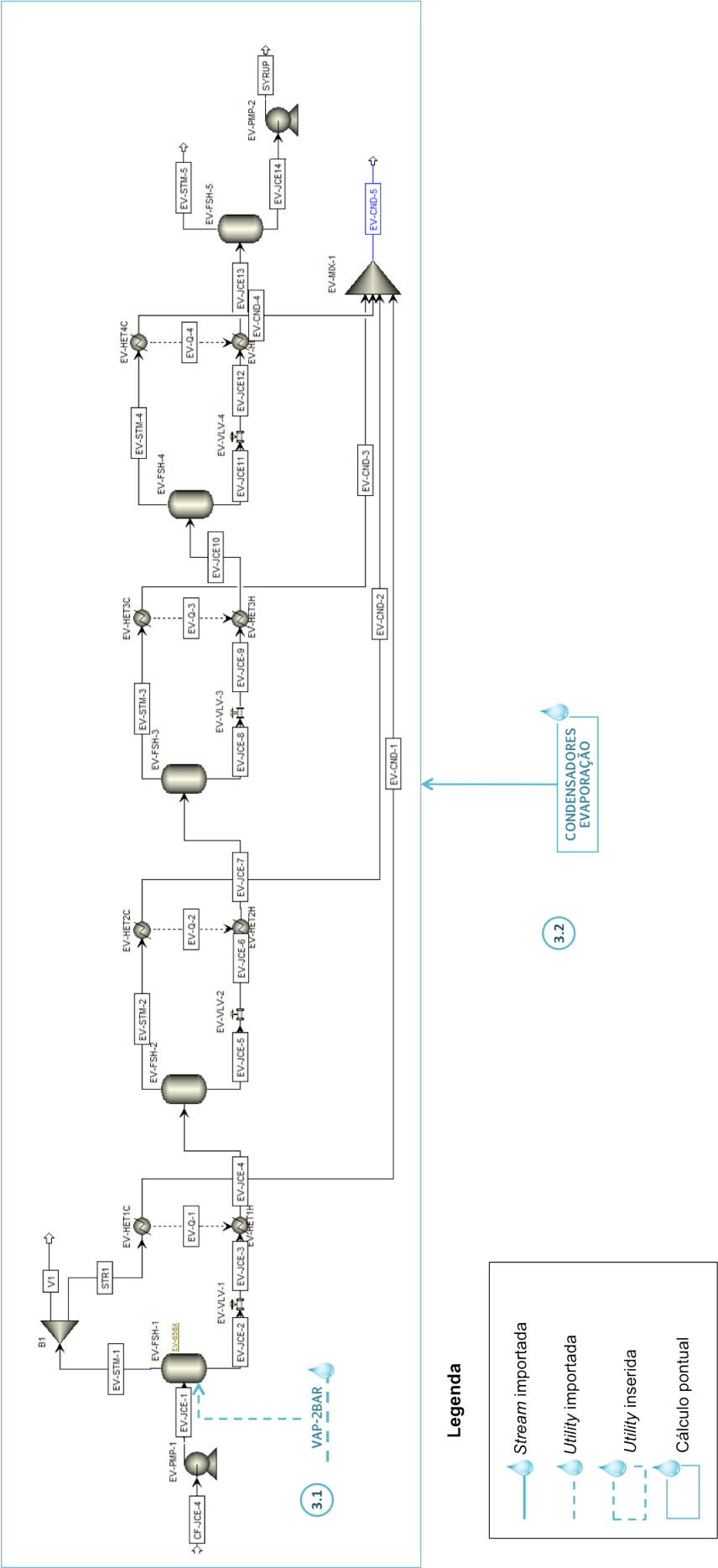


Figura 43 – Implementação do balanço hídrico na evaporação  
Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar

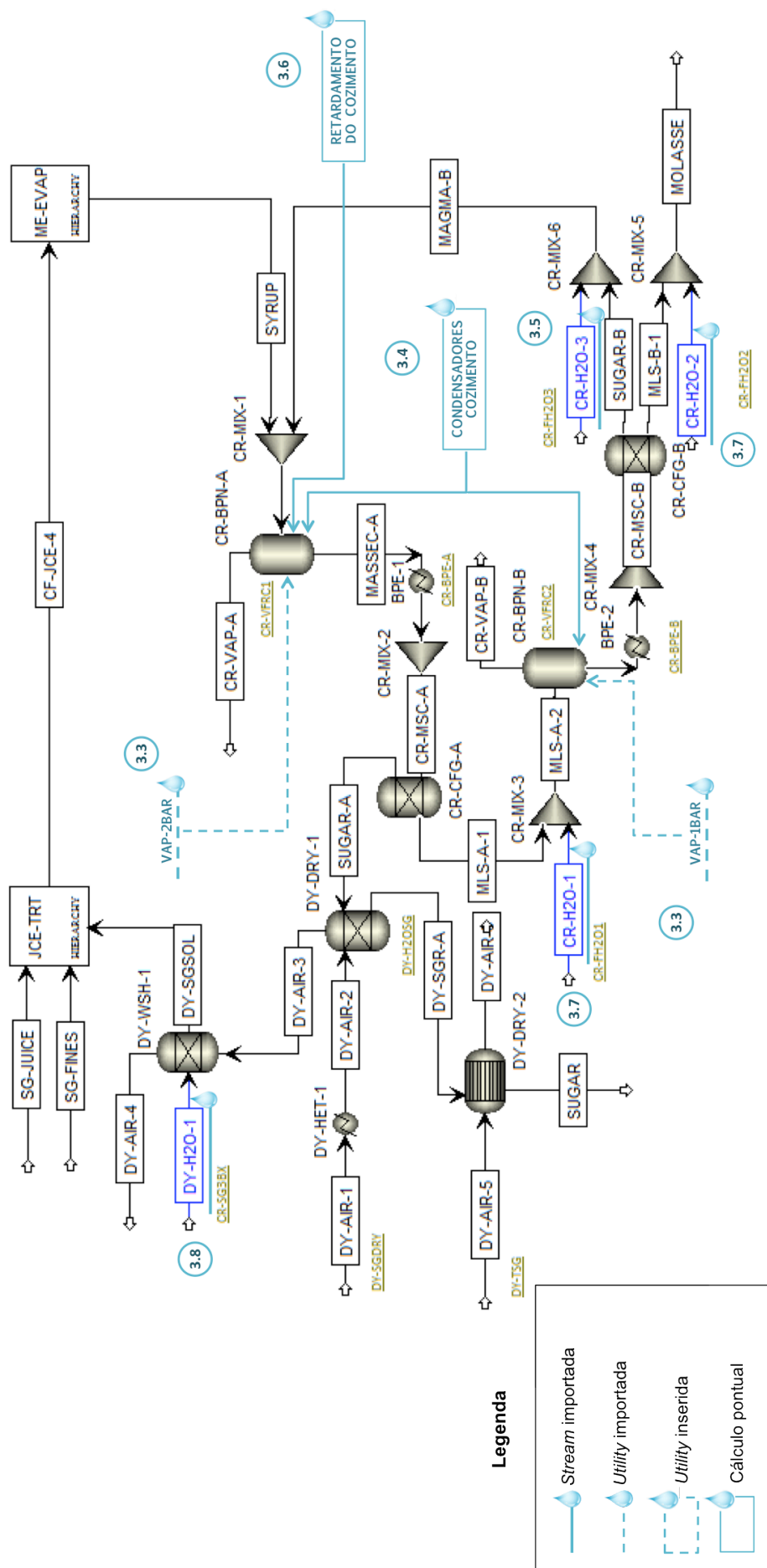


Figura 44 – Implementação do balanço hídrico na fabricação de açúcar

Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar



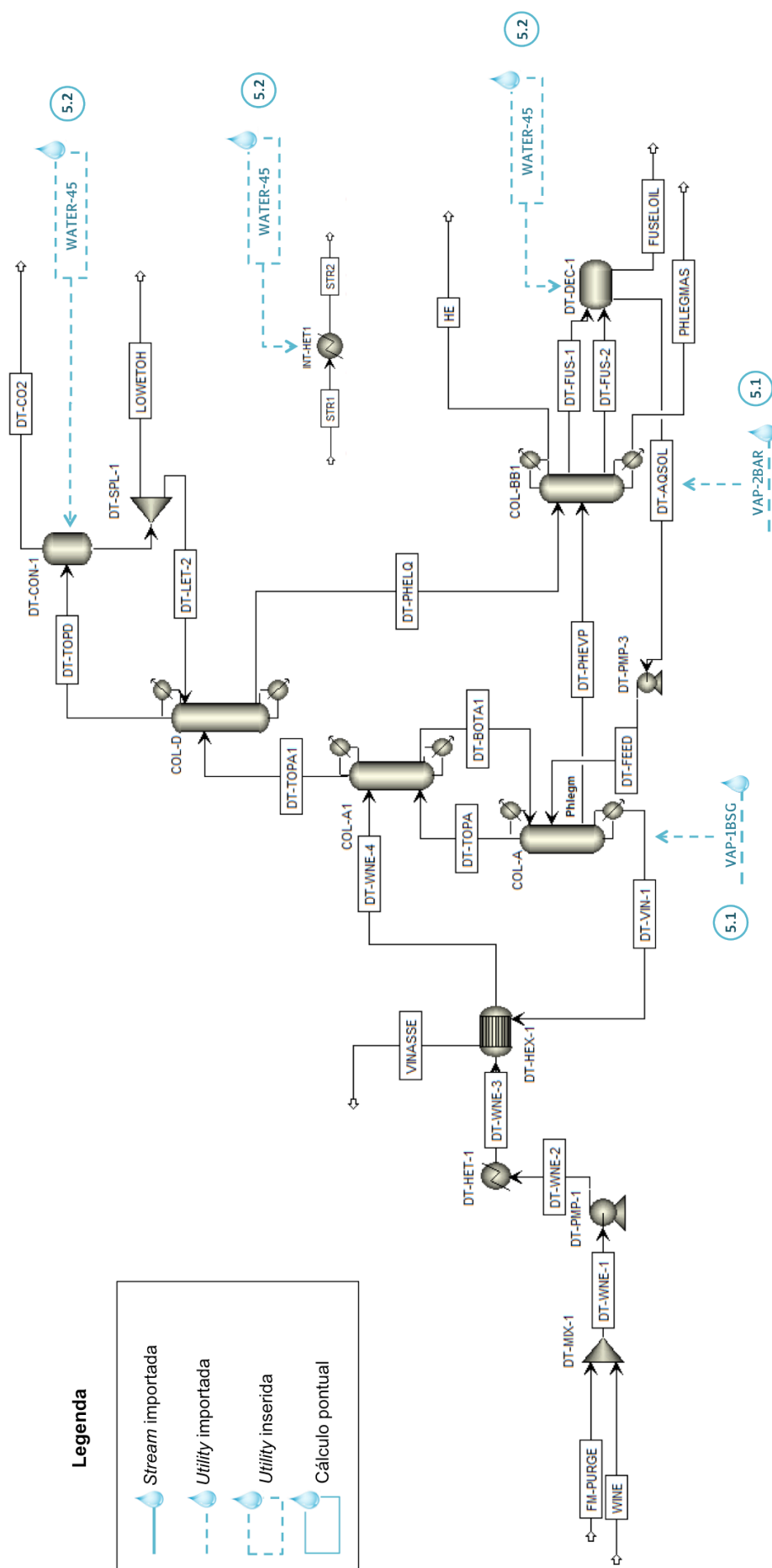
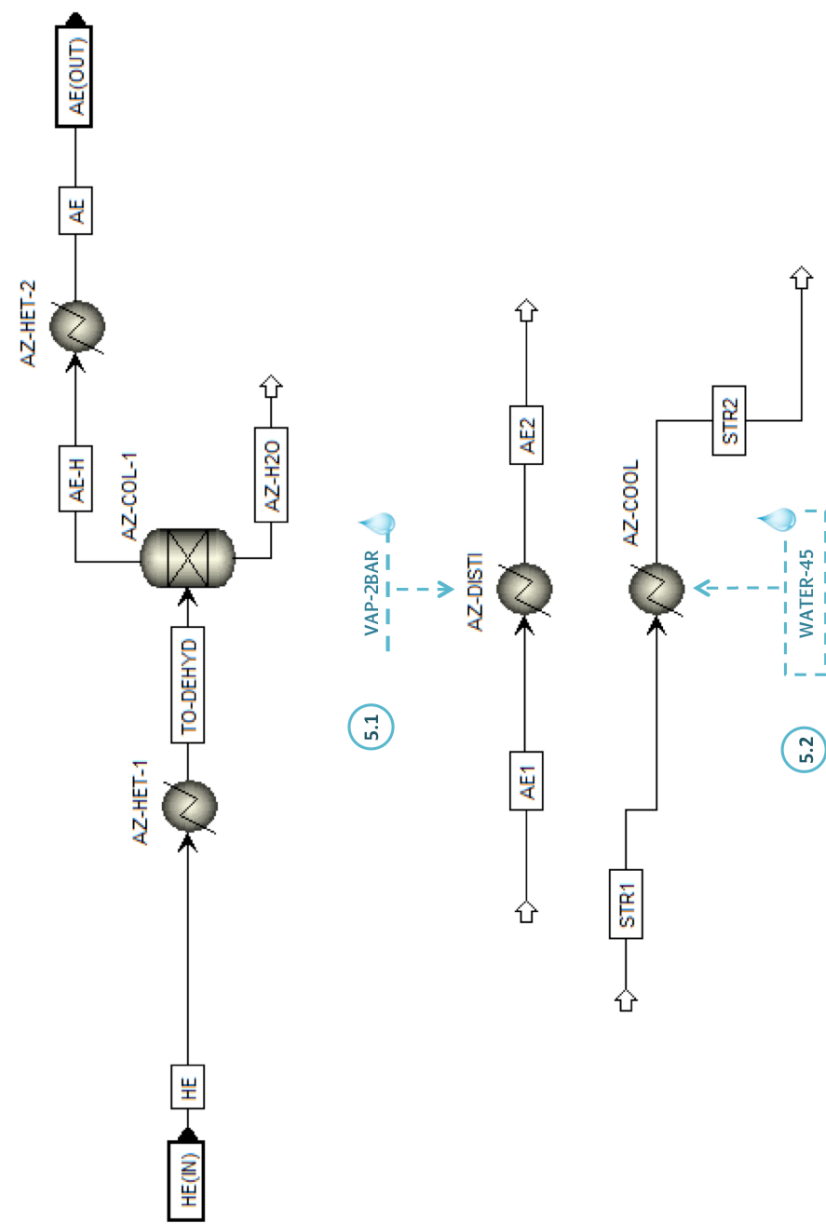


Figura 46 – Implementação do balanço hídrico na destilação

Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar



Legenda

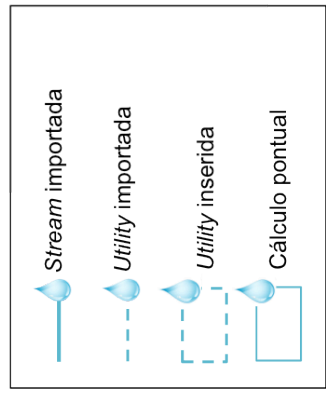


Figura 47 – Implementação do balanço hídrico na desidratação  
Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar

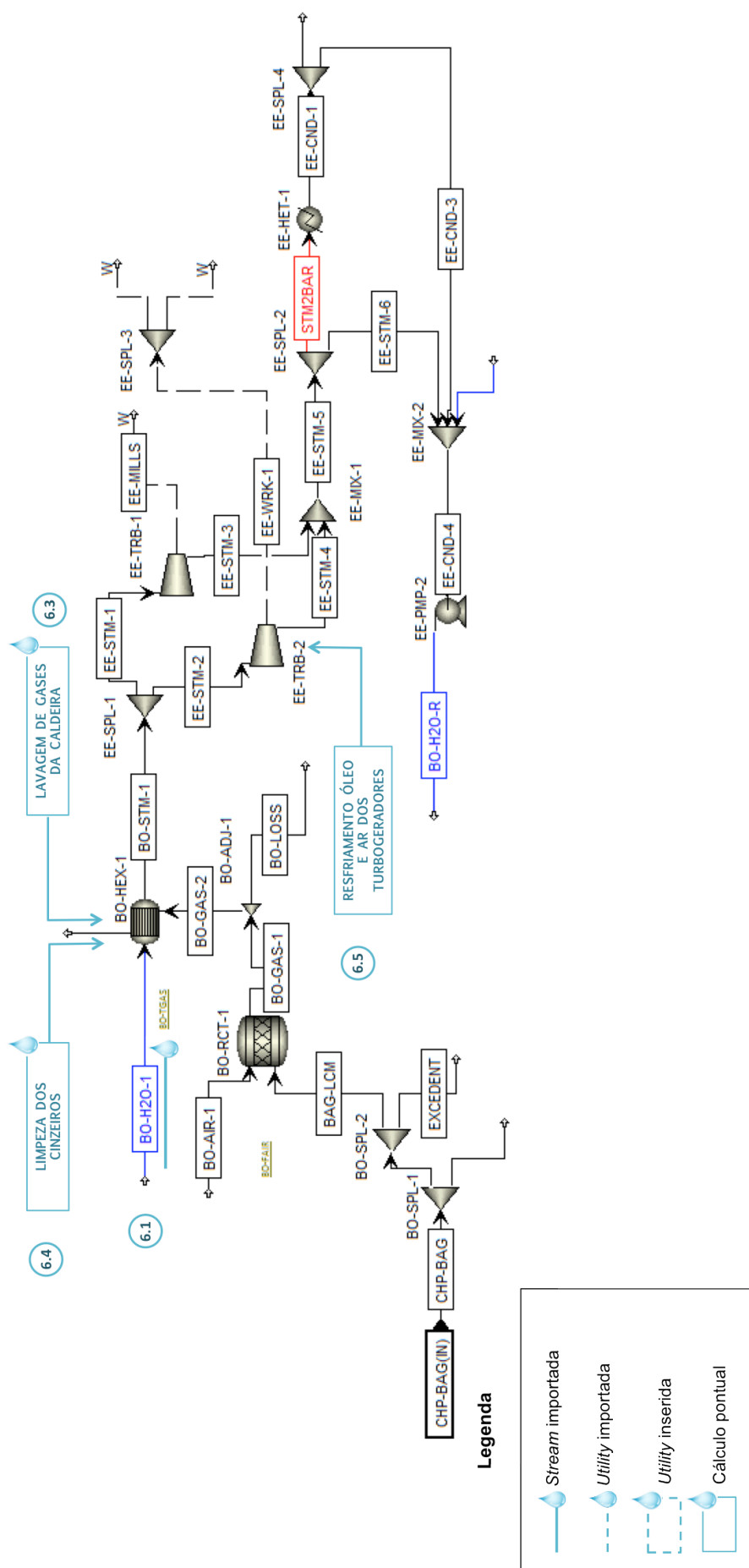


Figura 48 – Implementação do balanço hídrico na geração de energia  
 Fonte: adaptado de Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar

### 7.3.1 Recepção, preparo e extração

#### 7.3.1.1 Lavagem da cana-de-açúcar

O uso de água na etapa de lavagem da cana é considerado na Biorrefinaria Virtual através da corrente WT-H2O-R, a qual é composta por duas sub-correntes: a *sub-stream* CISOLID, que representa os componentes sólidos da corrente em questão, e a *sub-stream* MIXED, a qual representa os demais componentes. Dessa forma, criaram-se duas variáveis do tipo *import* para realizar a importação dos resultados da simulação referentes à água necessária na etapa. Feito isso, a variável local FH2OCW foi criada para receber o valor da soma das duas sub-correntes importadas (em kg/h), representando o uso total de água na etapa.

O procedimento de cálculo adotado pode ser melhor compreendido através da Tabela 12, a qual indica as variáveis envolvidas no cálculo, e da Equação 34, que indica como o uso de água na etapa foi determinado.

**Tabela 12 – Variáveis do cálculo de uso de água da lavagem da cana**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FVOLH2OM	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> WT-H2O-R (MIXED)
FVOLH2OS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> WT-H2O-R (CISOLID)
FH2OCW	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OCW = FVOLH2OM + FVOLH2OS \quad (34)$$

#### 7.3.1.2 Embebição das moendas

O uso de água para embebição nas moendas é considerado na Biorrefinaria Virtual através da *stream* EX-IMBIB. Portanto, criou-se a variável FH2OCI, do tipo *import*, para receber o valor resultante da variável já existente na simulação (em kg/h). A Tabela 13 indica o procedimento adotado.

**Tabela 13 – Variável do cálculo de uso de água de embebição**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OCI	<i>Import</i>	kg/h	Importa o resultado da <i>stream</i> EX-IMBIB



### 7.3.1.3 Resfriamento dos mancais da moenda

Na simulação da Biorrefinaria Virtual, não existem os parâmetros necessários para o cálculo do uso de água para resfriamento dos mancais da moenda de acordo com a metodologia desenvolvida por Elia Neto e Shintaku (2009). Ou seja, devido ao fato de não existirem parâmetros no modelo relativos às características da moenda (dimensões, quantidades de mancais, etc.) optou-se por realizar o cálculo pontual do uso de água nessa etapa.

Para isso, foi necessário criar duas variáveis do tipo *import*, responsáveis por receber o valor resultante da simulação referente ao total de cana processada no modelo, em suas sub-correntes MIXED e CISOLID. Por fim, multiplicou-se o valor médio de uso de água na etapa definido por Elia Neto e Shintaku (2009) (em m<sup>3</sup>/t.cana), pelo total de cana processada (em kg/h), para obter o valor de uso de água em kg/h (admitindo-se a densidade da água como sendo 1000 kg/m<sup>3</sup>). A Tabela 14 e a Equação 35 permitem uma melhor compreensão do procedimento de cálculo utilizado.

**Tabela 14 – Variáveis do cálculo de uso de água do resfriamento dos mancais**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIX	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (MIXED)
FCNESLD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (CISOLID)
FH2OBU	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2OBU = 0,035 * (FCNEMIX + FCNESLD) \quad (35)$$

### 7.3.1.4 Resfriamento do óleo dos equipamentos de preparo e extração

Da mesma forma como na etapa de resfriamento dos mancais da moenda, não existem na Biorrefinaria Virtual os parâmetros necessários para o cálculo de uso de água nessa etapa segundo a metodologia de Elia Neto e Shintaku (2009), tais como: potência da moenda, vazão do óleo, etc. Assim, o cálculo pôde ser realizado seguindo o mesmo procedimento da etapa anterior, ou seja, multiplicando-se o valor médio de uso de água na etapa pelo fluxo total de cana processada. A Tabela 15 e a Equação 36 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

Tabela 15 – Variáveis do cálculo de uso de água de resfriamento do óleo

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIX	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (MIXED)
FCNESLD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (CISOLID)
FH2OOC	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2OOC = 0,13 * (FCNEMIX + FCNESLD) \quad (36)$$

### 7.3.2 Tratamento do caldo

#### 7.3.2.1 Resfriamento da coluna de sulfitação

O uso de água da etapa de resfriamento da coluna de sulfitação não foi implementado no cálculo do balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, tendo em vista que o processo de sulfitação não ocorre na plataforma de simulação. Isso, pois a sulfitação é um processo realizado apenas em usinas que produzem açúcar branco, o que não é o caso da Biorrefinaria Virtual. Assim, optou-se por não considerar esse uso de água no desenvolvimento do *Calculator* GL-WATER.

#### 7.3.2.2 Preparo do leite de cal

O uso de água para o preparo do leite de cal é considerado na simulação da Biorrefinaria Virtual através da *stream* LM-H2O-1. Assim, criou-se a variável do tipo *import* FH2OLM para receber o valor resultante da variável já existente na simulação. A Tabela 16 indica o procedimento adotado.

Tabela 16 – Variável do cálculo de uso de água de preparo do leite de cal

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OLM	<i>Import</i>	kg/h	Importa o resultado da <i>stream</i> LM-H2O-1

#### 7.3.2.3 Preparo do polímero

O uso de água para preparo do polímero é considerado na Biorrefinaria Virtual na forma de duas correntes: CF-H2O-2, responsável por realizar uma diluição no primeiro tanque até que a concentração da solução polimérica atinja 0,1%, e a CF-H2O-3, responsável por fazer com que a concentração da solução polimérica no

segundo tanque atinja 0,05%. Portanto, foram criadas duas variáveis do tipo *import* para receber os resultados da simulação relativos a essas duas correntes, bem como uma variável local para receber o valor da soma dos usos de água necessários na etapa, em kg/h. A Tabela 17 e a Equação 37 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 17 – Variáveis do cálculo de uso de água de preparo do polímero**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OFLE1	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CF-H2O-2 (MIXED)
FH2OFLE2	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CF-H2O-3 (MIXED)
FH2OFL	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OFL = FH2OFLE1 + FH2OFLE2 \quad (37)$$

#### 7.3.2.4 Aquecimento do caldo

Devido à diferença de necessidades de uso de água no aquecimento do caldo para a produção de açúcar e para a produção de etanol, optou-se por realizar a contabilização dos usos de água na etapa de forma independente. Isso, pois, no aquecimento do caldo para açúcar, existem dois equipamentos que participam do processo, utilizando vapores com a pressão de 1 bar (vapor vegetal). No aquecimento do caldo para etanol, por sua vez, apenas um equipamento é necessário, o qual utiliza vapores com pressão de 2 bar (vapor de escape).

Dessa forma, no aquecimento do caldo para açúcar, foram criadas duas variáveis do tipo *import* para receber o valor da simulação atribuído às utilidades de vapor necessárias no processo. Feito isso, foi criada a variável local FH2OHS, responsável por receber o valor resultante da soma dos usos de vapor no processo. No aquecimento do caldo para etanol, por fim, criou-se a variável do tipo *import* FH2OHE para receber o valor resultante da simulação relativo ao uso de vapor na etapa. A Tabela 18, a Tabela 19 e a Equação 38 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 18 – Variáveis do cálculo de uso de água de aquecimento (açúcar)**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FVAPHTS1	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-1BSG (Block LM-HET-1)
FVAPHTS2	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-1BSG (Block LM-HET-2)
FH2OHS	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OHS = FVAPHTS1 + FVAPHTS2 \quad (38)$$

Tabela 19 – Variável do cálculo de uso de água de aquecimento (etanol)

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OHE	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-2BAR ( <i>Block</i> LM-HET-1)

### 7.3.2.5 Lavagem da torta

O uso de água para lavagem da torta é considerado na Biorrefinaria Virtual na forma de duas correntes, sendo que uma delas participa do tratamento de caldo para açúcar e a outra participa do tratamento de caldo para etanol. Assim, foram criadas duas variáveis para importar os resultados das correntes representativas dos usos de água na etapa, além de uma variável local para receber o valor da soma dos resultados das variáveis de importação. A Tabela 20 e a Equação 39 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

Tabela 20 – Variáveis do cálculo de uso de água de lavagem da torta

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCAKESG	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CF-H2O-1 (SUGAR)
FCAKEET	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CF-H2O-1 (ETHANOL)
FH2OCK	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OCK = FCAKESG + FCAKEET \quad (39)$$

### 7.3.2.6 Condensadores dos filtros

O cálculo do uso de água dos condensadores dos filtros não pôde ser implementado na Biorrefinaria Virtual da forma como definido por Elia Neto e Shintaku (2009), em decorrência de não existirem na simulação equipamentos que representem esses condensadores. Assim, optou-se por realizar o cálculo pontual do uso de água nessa etapa, em vez de inserir novos equipamentos e modificar a configuração inicial da BVC. Para isso, foram utilizadas as duas variáveis do tipo *import* que recebem os valores relativos ao fluxo de cana processada (implementadas anteriormente) e foi criada uma variável local, a qual recebe o valor resultante da multiplicação do uso de água médio definido na metodologia utilizada

(em m<sup>3</sup>/t.cana), pelo fluxo de cana processada. A Tabela 21 e a Equação 40 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 21 – Variáveis do cálculo de uso de água dos condensadores dos filtros**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIX	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (MIXED)
FCNESLD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (CISOLID)
FH2OFT	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2OFT = 0,35 * (FCNEMIX + FCNESLD) \quad (40)$$

### 7.3.3 Fabricação de açúcar

#### 7.3.3.1 Evaporação do caldo

O uso de água na etapa de evaporação da fábrica de açúcar é considerado na Biorrefinaria Virtual através de uma *utility* de aquecimento, composta por vapor à pressão de 2 bar (vapor de escape). Assim, criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da utilidade na simulação, permitindo a contabilização do uso total de água na BVC. A Tabela 22 indica o procedimento adotado.

**Tabela 22 – Variável do cálculo de uso de vapor para evaporação**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OEV	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-2BAR ( <i>Block</i> EV-FSH-1)

#### 7.3.3.2 Condensadores/multijatos da evaporação

Assim como o cálculo de uso de água nos condensadores dos filtros, o cálculo de uso de água nos condensadores ou multijatos da evaporação não pôde ser implementado na simulação da Biorrefinaria Virtual como definido por Elia Neto e Shintaku (2009). Isso, pois não existem na BVC equipamentos que representem esses condensadores, o que fez com que se optasse por realizar o cálculo de uso de água na etapa de forma pontual, mantendo a configuração inicial da simulação.

Dessa forma, foram criadas variáveis do tipo *import* para receber os valores resultantes da simulação relativos ao fluxo de cana processada para a produção de açúcar (em suas frações MIXED e CISOLID). Feito isso, criou-se uma variável local,

a qual recebe o valor resultante da multiplicação do uso de água médio na etapa definido na metodologia utilizada (em m<sup>3</sup>/t.cana.açúcar), pelo fluxo de cana processada para a produção de açúcar. A Tabela 23 e a Equação 41 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 23 – Variáveis do cálculo de uso de água dos condensadores da evaporação**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIXS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CANE-SG (MIXED)
FCNESLDS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CANE-SG (CISOLID)
FH2OEC	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2OEC = 4,5 * (FCNEMIXS + FCNESLDS) \quad (41)$$

### 7.3.3.3 Cozimento do açúcar

O processo de cozimento é realizado na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar em dois equipamentos diferentes. Inicialmente, o xarope é encaminhado ao primeiro cozedor, no qual se utiliza vapor à pressão de 2 bar (vapor de escape) para formar uma massa, que é então encaminhada para a primeira centrífuga para obtenção de cristais de açúcar. Nessa centrífuga é obtido também o mel, o qual segue para o segundo cozedor, no qual se utiliza vapor à pressão de 1 bar (vapor vegetal). A massa resultante desse processo é assim encaminhada para a segunda centrífuga, onde se obtém o melaço, utilizado na produção de etanol.

Dessa forma, foram criadas duas variáveis do tipo *import*, as quais recebem os valores resultantes da simulação referentes aos usos de vapor em cada um dos cozedores. Por fim, criou-se uma variável local para receber o valor resultante da soma dos usos de vapor na etapa. A Tabela 24 e a Equação 42 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 24 – Variáveis do cálculo de uso de vapor para o cozimento**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FVAPBPNA	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-2BAR ( <i>Block</i> CR-BPN-A)
FVAPBPNB	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-1BAR ( <i>Block</i> CR-BPN-B)
FH2OCR	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OCR = FVAPBPNA + FVAPBPNB \quad (42)$$

### 7.3.3.4 Condensadores/multijatos do cozimento

O cálculo do uso de água nos condensadores ou multijatos dos cozedores pode ser feito de forma análoga ao realizado para os condensadores dos filtros e da evaporação. Isso, pois, assim como nos dois outros casos, não existem na BVC equipamentos que representem esses condensadores, de forma que se optou por realizar o cálculo pontual de uso de água nessas etapas, em vez de modificar a configuração inicial da simulação.

Assim, foram utilizadas no cálculo as duas variáveis do tipo *import* que recebem os valores resultantes da simulação relativos ao fluxo de cana processada para a produção de açúcar, criadas anteriormente para os condensadores ou multijatos da evaporação. Além disso, criou-se uma variável local para receber o valor resultante da multiplicação do uso de água médio na etapa (em m<sup>3</sup>/t.cana açúcar) determinado por Elia Neto e Shintaku (2009), pelo fluxo de cana processada direcionado à fábrica de açúcar. A Tabela 25 e a Equação 43 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 25 – Variáveis do cálculo de uso de água dos condensadores dos cozedores**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIXS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CANE-SG (MIXED)
FCNESLDS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CANE-SG (CISOLID)
FH2OCC	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2OCC = 11,5 * (FCNEMIXS + FCNESLDS) \quad (43)$$

### 7.3.3.5 Diluição de méis e magmas

O uso de água para diluição de méis e magmas é considerado na simulação da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar através da *stream* CR-H2O-3. Dessa forma, criou-se uma variável do tipo *import* para receber o valor resultante da simulação para esse uso de água, de modo a permitir a contabilização do uso total. A Tabela 26 indica o procedimento adotado.

**Tabela 26 – Variável do cálculo de uso de água da diluição de méis e magmas**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2ODL	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CR-H2O-3

### 7.3.3.6 Retardamento do cozimento

O uso de água para retardamento do cozimento não é considerado na simulação da Biorrefinaria Virtual. Portanto, considerando-se que essa é uma etapa opcional e que ocorre apenas em casos de interrupção na produção por falta de matéria prima ou outras causas não programadas (ELIA NETO; SHINTAKU, 2009), optou-se por realizar o cálculo pontual do uso de água necessário.

Esse cálculo pôde ser feito a partir da multiplicação do uso de água médio determinado na bibliografia (em m<sup>3</sup>/t.cana.açúcar), o qual considera 8% de paradas na fábrica, pelo fluxo de cana processada para a produção de açúcar. Para obter o valor relativo a esse fluxo, por sua vez, foram utilizadas as duas variáveis do tipo *import* criadas anteriormente, as quais recebem os valores resultantes da simulação referentes às correntes que representam a cana processada para açúcar, em suas frações MIXED e CISOLID. A Tabela 27 e a Equação 44 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 27 – Variáveis do cálculo de uso de água do retardamento do cozimento**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIXS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CANE-SG (MIXED)
FCNESLDS	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CANE-SG (CISOLID)
FH2ORT	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2ORT = 0,02 * (FCNEMIXS + FCNESLDS) \quad (44)$$

### 7.3.3.7 Lavagem do açúcar

O uso de água para a lavagem do açúcar é considerado na Biorrefinaria Virtual através de duas correntes, as quais representam a diluição que ocorre na lavagem das centrífugas da fábrica de açúcar. Assim, foram criadas duas variáveis do tipo *import*, as quais recebem os valores resultantes da simulação para esses usos de água, bem como uma variável local, a qual recebe o valor resultante do uso total necessário na etapa. A Tabela 28 e a Equação 45 indicam o procedimento envolvido no cálculo.



Tabela 28 – Variáveis do cálculo de uso de água da lavagem do açúcar

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OWS1	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CR-H2O-1
FH2OWS2	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> CR-H2O-2
FH2OSW	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OSW = FH2OWS1 + FH2OWS2 \quad (45)$$

#### 7.3.3.8 Retentor de pó do açúcar

O uso de água para a secagem do açúcar é considerado na Biorrefinaria Virtual através da *stream* DY-H2O-1. Dessa forma, criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da simulação relativo ao uso de água na etapa, permitindo a contabilização do uso total no *Calculator* GL-WATER. A Tabela 29 indica o procedimento adotado.

Tabela 29 – Variáveis do cálculo de uso de água do retentor de pó do açúcar

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OSD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> DY-H2O-1

### 7.3.4 Fermentação

#### 7.3.4.1 Preparo do mosto

O uso de água para o preparo do mosto é considerado na Biorrefinaria Virtual através da *stream* FM-H2SO4, em particular através da componente H2O contida nessa corrente. Assim, criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da simulação para esse uso de água. A Tabela 30 indica o procedimento adotado.

Tabela 30 – Variável do cálculo de uso de água do preparo do mosto

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OBY	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> FM-H2SO4 (comp. H2O)

#### 7.3.4.2 Resfriamento do mosto

O processo de resfriamento do mosto é realizado na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar no trocador de calor indicado como FM-HET-1. Tendo em vista que o uso de água nessa etapa não é considerado na Biorrefinaria Virtual, foi necessário adicionar a *utility* de resfriamento WATER-45, composta por água, que entra no trocador de calor a 28°C e sai a 45°C. Uma vez inserida a *utility* nova, criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da simulação referente ao uso de água no trocador de calor, permitindo a contabilização do uso total de água na BVC. A Tabela 31 indica o procedimento adotado.

**Tabela 31 – Variável do cálculo de uso de água do resfriamento do mosto**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OBC	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> WATER-45 ( <i>Block</i> FM-HET-1)

#### 7.3.4.3 Preparo do pé-de-cuba

O uso de água da etapa de preparo do pé-de-cuba não foi implementado no cálculo do balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, tendo em vista que este processo ocorre, na plataforma de simulação, em conjunto com o preparo do mosto. Assim, no desenvolvimento do *Calculator* GL-WATER, optou-se por considerar esse uso de água como incluído no resultado de uso de água para preparo do mosto.

#### 7.3.4.4 Lavagem dos gases da fermentação

O uso de água para a lavagem dos gases da fermentação é considerado na Biorrefinaria Virtual através da *stream* FM-H2O-1. Dessa forma, criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da simulação para esse uso de água, de modo a permitir a contabilização do uso total no *Calculator* GL-WATER. A Tabela 32 indica o procedimento adotado.

**Tabela 32 – Variável do cálculo de uso de água da lavagem de gases da fermentação**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OGW	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> FM-H2O-1

### 7.3.4.5 Resfriamento das dornas

O processo de resfriamento das dornas é realizado na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar no reator indicado como FM-RCT-1. O uso de água nessa etapa, entretanto, não é considerado na Biorrefinaria Virtual, de modo que foi necessário criar a *utility* de resfriamento WATER-31, composta pela água que entra no trocador de calor a 28°C e sai a 31°C. Essa *utility* foi então inserida no reator e criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da simulação referente ao uso de água para o processo de resfriamento das dornas. A Tabela 33 indica o procedimento adotado.

**Tabela 33 – Variável do cálculo de uso de água do resfriamento das dornas**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2ORC	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> WATER-31 ( <i>Block</i> FM-RCT-1)

### 7.3.5 Destilação

#### 7.3.5.1 Aquecimento

A necessidade de vapor no processo de aquecimento durante a fase de destilação e desidratação do etanol se verifica, na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, em três equipamentos distintos. Dois são os *reboilers* das colunas de destilação COL-A e COL-BB1, e o terceiro é o *reboiler* da coluna de destilação azeotrópica AZ-DISTI. A cada um desses equipamentos é associada uma *utility* de aquecimento, composta por vapores a diferentes pressões: 1 bar (vapor vegetal) para a coluna COL-A e 2 bar (vapor de escape) para as colunas COL-BB1 e AZ-DISTI.

Portanto, foram criadas três variáveis do tipo *import*, as quais recebem os valores resultantes da simulação referentes aos usos de vapor em cada um dos *reboilers*. Por fim, criou-se uma variável local para receber o valor resultante da soma dos usos de vapor na etapa. A Tabela 34 e a Equação 46 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

Tabela 34 – Variáveis do cálculo de uso de vapor nas colunas de destilação

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FVAPCOLA	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-1BSG ( <i>Block</i> COL-A)
FVAPCOLB	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-2BAR ( <i>Block</i> COL-BB1)
FVAPAZ	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> VAP-2BAR ( <i>Block</i> AZ-DISTI)
FH2ODT	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2ODT = FVAPCOLA + FVAPCOLB + FVAPAZ \quad (46)$$

### 7.3.5.2 Resfriamento dos condensadores

A operação de resfriamento dos condensadores durante a fase de destilação e desidratação do etanol ocorre, na Biorrefinaria Virtual, em quatro equipamentos distintos: o decantador DT-DEC-1, o trocador de calor INT-HET-1, o condensador DT-CON-1 no topo da coluna COL-D e o trocador de calor AZ-COOL da desidratação. A cada um desses equipamentos foi associada a *utility* de resfriamento WATER-45 criada anteriormente, composta por água que entra a 28°C e sai a 45°C.

Dessa forma, foram criadas quatro variáveis do tipo *import*, as quais recebem os valores resultantes da simulação referentes aos usos de água em cada um dos equipamentos. Por fim, criou-se uma variável local para receber o valor resultante da soma dos usos de água na etapa. A Tabela 35 e a Equação 47 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

Tabela 35 – Variáveis do cálculo de uso de água do resfriamento dos condensadores

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2ODECB	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> WATER-45 ( <i>Block</i> DT-DEC-1)
FH2OCOND	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> WATER-45 ( <i>Block</i> DT-CON-1)
FH2OINT1	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> WATER-45 ( <i>Block</i> INT-HET-1)
FH2OAZCO	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>utility</i> WATER-45 ( <i>Block</i> AZ-COOL)
FH2OCD	-	kg/h	Recebe a soma das variáveis de importação

$$FH2OCD = FH2ODECB + FH2OCOND + FH2OINT1 + FH2OAZCO \quad (47)$$

### 7.3.6 Geração de energia

#### 7.3.6.1 Produção de vapor direto

O uso de água para a produção de vapor direto, primeira fase da etapa de cogeração, é considerado na Biorrefinaria Virtual através da *stream* BO-H<sub>2</sub>O-1. Assim, criou-se uma variável do tipo *import*, a qual recebe o valor resultante da simulação para esse uso de água, de forma a permitir a contabilização do uso total no *Calculator* GL-WATER. A Tabela 36 indica o procedimento adotado.

**Tabela 36 – Variável do cálculo de uso de água da produção de vapor direto**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OVD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> BO-H <sub>2</sub> O-1

#### 7.3.6.2 Dessuperaquecimento do vapor de escape

O uso de água para o dessuperaquecimento do vapor de escape não foi implementado no cálculo do balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, tendo em vista que essa etapa não se aplica ao caso da BVC.

#### 7.3.6.3 Lavagem dos gases de combustão das caldeiras

O cálculo do uso de água na etapa de lavagem dos gases de combustão das caldeiras foi implementado de forma pontual, pois, assim como em outros casos já apresentados, não existe na BVC um tipo de equipamento que realize essa função. Optou-se, então, por realizar o cálculo pontual de uso de água nessa etapa, em vez de alterar a configuração da simulação inserindo um equipamento novo.

Assim, foi criada uma variável do tipo *import* para receber o valor da corrente BO-H<sub>2</sub>O-1, bem como uma variável local. Essa variável, por sua vez, recebe o valor resultante da multiplicação do uso de água médio na etapa determinado na bibliografia (em m<sup>3</sup>/t.vapor) pelo fluxo mássico de água necessário para a produção do vapor direto. Isso, pois foi considerada ausência de perdas na fase de produção de vapor direto a partir de água nas caldeiras, permitindo assim considerar iguais as

massas de água e vapor. A Tabela 37 e a Equação 48 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 37 – Variáveis do cálculo de uso de água da lavagem dos gases de combustão**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OVD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> BO-H2O-1
FH2OBW	-	kg/h	Recebe resultado do cálculo

$$FH2OBW = 2 * FH2OVD \quad (48)$$

#### 7.3.6.4 Limpeza dos cinzeiros

Na etapa de limpeza dos cinzeiros, optou-se, pelos mesmos motivos da etapa anterior, por realizar o cálculo pontual do uso de água necessário. Esse cálculo pôde ser feito a partir da multiplicação do uso de água médio na etapa, determinado na bibliografia (em m<sup>3</sup>/t.vapor), pelo fluxo mássico de água necessário para a produção de vapor direto. A Tabela 38 e a Equação 49 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 38 – Variáveis do cálculo de uso de água para limpeza dos cinzeiros**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OVD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> BO-H2O-1
FH2OAS	-	kg/h	Recebe resultado do cálculo

$$FH2OAS = 0,5 * FH2OVD \quad (49)$$

#### 7.3.6.5 Resfriamento do óleo e ar dos turbogeradores

O uso de água necessário na etapa de resfriamento do ar e óleo dos turbogeradores foi calculado de maneira pontual: criou-se uma variável do tipo *import* para receber o valor da corrente EE-WRK-1, bem como uma variável local. A corrente EE-WRK-1 representa, em Watts, a potência produzida pelos turbogeradores; a variável local, por sua vez, recebe o valor resultante da multiplicação do uso de água médio na etapa determinado na bibliografia (em L/h.kW), pela potência produzida. A Tabela 39 e a Equação 50 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

Tabela 39 – Variáveis do cálculo de uso de água do resfriamento do óleo e ar

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FEEWRK1	<i>Import</i>	Watt	Importa os valores da <i>stream</i> EE-WRK-1
FH2OTU	-	kg/h	Recebe o resultado do cálculo

$$FH2OTU = \frac{-15 * FEEWRK1}{1000} \quad (50)$$

### 7.3.6.6 Torres de condensação

O uso de água nas torres de condensação não foi implementado no cálculo do balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, pois essa etapa não se aplica à BVC em sua configuração de usina com destilaria anexa básica.

## 7.3.7 Outros usos

### 7.3.7.1 Limpeza de pisos e equipamentos

O cálculo do uso de água necessário para a limpeza de pisos e equipamentos foi calculado de maneira pontual, pois não existem na simulação da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar equipamentos que representem essa etapa. Assim, foram utilizadas duas variáveis do tipo *import* que recebem os valores resultantes da simulação relativos ao fluxo de cana processada (criadas anteriormente) e criou-se uma variável local para receber o valor resultante da multiplicação do uso de água médio definido na metodologia utilizada (em m<sup>3</sup>/t.cana), pelo fluxo de cana processada. A Tabela 40 e a Equação 51 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

Tabela 40 – Variáveis do cálculo de uso de água para limpeza de pisos e equipamentos

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIX	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (MIXED)
FCNESLD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (CISOLID)
FH2OEQ	-	kg/h	Recebe resultado do cálculo

$$FH2OEQ = 0,05 * (FCNEMIX + FCNESLD) \quad (51)$$

### 7.3.7.2 Uso potável

A quantidade de água necessária para uso potável foi calculada de maneira pontual, da mesma forma que foi calculada a água necessária para limpeza de pisos e equipamentos. Assim, foram utilizadas as variáveis do tipo *import* (criadas anteriormente) que recebem os valores resultantes da simulação relativos ao fluxo de cana processada e foi criada uma variável local para receber o valor resultante da multiplicação do uso de água médio definido na metodologia utilizada (em m<sup>3</sup>/t.cana), pelo fluxo de cana processada. A Tabela 41 e a Equação 52 indicam o procedimento envolvido no cálculo.

**Tabela 41 – Variáveis do cálculo de uso de água de uso potável**

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIX	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (MIXED)
FCNESLD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (CISOLID)
FH2OHU	-	kg/h	Recebe resultado do cálculo

$$FH2OHU = 0,03 * (FCNEMIX + FCNESLD) \quad (52)$$

## 7.4 Contabilização do uso total

Após a implementação do cálculo necessário para a determinação dos usos de água envolvidos em cada uma das etapas do processo produtivo simulado na Biorrefinaria Virtual, foram implementados cálculos com o objetivo de determinar o uso total de água necessário. Inicialmente, foram criadas variáveis locais para receber o valor resultante da soma dos usos específicos necessários em cada uma das grandes etapas consideradas (recepção, preparo e extração; tratamento do caldo; fabricação de açúcar; fermentação; destilação; geração de energia e outros usos). A Tabela 42 e as Equações 53 a 58 indicam o procedimento envolvido nos cálculos.



Tabela 42 – Variáveis dos cálculos de uso de água das grandes etapas do processo

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FH2OPE	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de preparo e extração
FH2OJC	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de tratamento do caldo
FH2OSG	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de fabricação de açúcar
FH2OFM	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de fermentação
FH2ODE	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de destilação
FH2OHP	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de geração de energia
FH2OOT	-	kg/h	Recebe a soma dos usos da etapa de outros usos

$$FH2OPE = FH2OCW + FH2OCI + FH2OBU + FH2OOC \quad (53)$$

$$FH2OJC = FH2OLM + FH2OFL + FH2OHS + FH2OHE + FH2OCK + FH2OFT \quad (54)$$

$$FH2OSG = FH2OEV + FH2OEC + FH2OCR + FH2OCC + FH2ODL + FH2ORT + FH2OSW + FH2OSD \quad (55)$$

$$FH2OFM = FH2OBY + FH2OBC + FH2OGW + FH2ORC \quad (56)$$

$$FH2ODE = FH2ODT + FH2OCD \quad (57)$$

$$FH2OHP = FH2OVD + FH2OBW + FH2OAS + FH2OTU \quad (58)$$

Por fim, criaram-se duas variáveis locais para receber o valor resultante da soma total dos usos de água em cada grande etapa do processo: a variável FH2OTOT (a qual indica o uso de água total em kg/h) e a variável FH2OTT1 (a qual indica o uso de água total em cm<sup>3</sup>/g.cana, ou seja, m<sup>3</sup>/t.cana). O uso de água total em m<sup>3</sup>/t.cana pode ser obtido a partir da divisão do valor resultante em kg/h pelo fluxo total de cana processada e permite a posterior comparação com os valores determinados por Elia Neto e Shintaku (2009). A Tabela 43 e as Equações 59 e 60 indicam o procedimento envolvido nos cálculos.

Tabela 43 – Variáveis dos cálculos de uso de água total

Variável criada	Tipo	Unidade	Observação
FCNEMIX	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (MIXED)
FCNESLD	<i>Import</i>	kg/h	Importa os valores da <i>stream</i> TOT-CANE (CISOLID)
FH2OTOT	-	kg/h	Recebe a soma dos usos das grandes etapas
FH2OTT1	-	cm <sup>3</sup> /g.cana	Recebe a soma dos usos das grandes etapas

$$FH2OTOT = FH2OPE + FH2OJC + FH2OSG + FH2OFM + FH2ODE + FH2OHP + FH2OOT \quad (59)$$

$$FH2OTT1 = \frac{FH2OTOT}{FCNEMIX + FCNESLD} \quad (60)$$

## 8 RESULTADOS

Neste capítulo, são apresentados os resultados obtidos para o cálculo do balanço hídrico implementado na simulação da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), configurada para representar uma usina com destilaria anexa produtora de açúcar, eletricidade e etanol de primeira geração. Os valores obtidos são comparados com os dados apresentados por Elia Neto e Shintaku (2009) e são discutidas as variações relativas às necessidades de uso de água em usinas.

### 8.1 O Balanço Hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar

Após a implementação das equações na ferramenta criada para determinar o balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar, realizou-se a simulação da BVC com o objetivo de determinar os usos de água em cada etapa do processo produtivo da cana-de-açúcar. A Tabela 44 mostra os resultados obtidos para os usos de água da BVC (fornecidos em kg/h no *software* Aspen Plus) e a Figura 49 ilustra os percentuais de usos de água em cada grande etapa do seu processo produtivo.

**Tabela 44 – Resultados obtidos na simulação da BVC para o balanço hídrico**

<b>Etapa</b>	<b>Finalidade</b>	<b>Variável</b>	<b>Resultados (kg/h)</b>
<b>Recepção, preparo e extração</b>	1.1 Lavagem da cana-de-açúcar	FH2OCW	1.109.098
	1.2 Embebição	FH2OCI	140.845
	1.3 Resfriamento dos mancais	FH2OBU	17.606
	1.4 Resfriamento do óleo	FH2OOC	65.392
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OPE</b>	<b>1.332.941</b>
<b>Tratamento do Caldo</b>	2.1 Resfriamento coluna sulfitação	Não se aplica à BVC	-
	2.2 Preparo do leite de cal	FH2OLM	9.194
	2.3 Preparo do polímero	FH2OFL	6.173
	2.4 Aquecimento do caldo	FH2OHS	35.285
		FH2OHE	17.479
	2.5 Lavagem da torta	FH2OCK	26.410
	2.6 Condensadores dos filtros	FH2OFT	176.056
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OJC</b>	<b>270.597</b>
<b>Fabricação de açúcar</b>	3.1 Evaporação do caldo	FH2OEV	120.518
	3.2 Conden./multijatos evaporação	FH2OEC	1.131.791
	3.3 Cozimento do açúcar	FH2OCR	23.694
	3.4 Condens./multijatos cozimento	FH2OCC	2.892.354
	3.5 Diluição de méis e magmas	FH2ODL	713
	3.6 Retardamento do cozimento	FH2ORT	5.030
	3.7 Lavagem de açúcar	FH2OSW	3.140
	3.8 Retentor de pó do açúcar	FH2OSD	6.119
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OSG</b>	<b>4.183.359</b>

Etapa	Finalidade	Variável	Resultados (kg/h)
Fermentação	4.1 Preparo do mosto	FH2OBY	45.359
	4.2 Resfriamento do mosto	FH2OBC	624.422
	4.3 Preparo do pé-de-cuba	Não se aplica à BVC	-
	4.4 Lavagem de gases da fermentação	FH2OGW	11.856
	4.5 Resfriamento das dornas	FH2ORC	3.252.870
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OFM</b>	<b>3.934.507</b>
Destilação	5.1 Aquecimento (vapor)	FH20DT	131.684
	5.2 Resfriamento dos condensadores	FH2OCD	3.018.906
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2ODE</b>	<b>3.150.591</b>
Geração de energia	6.1 Produção de vapor direto	FH2OVD	272.615
	6.2 Dessuperaquecimento	Não se aplica à BVC	-
	6.3 Lavagem de gases da caldeira	FH2OBW	545.230
	6.4 Limpeza dos cinzeiros	FH2OAS	136.308
	6.5 Resf. óleo e ar dos turbogeradores	FH2OTU	197.565
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OHP</b>	<b>1.151.718</b>
Outros usos	7.1 Limpeza pisos e equipamentos	FH2OEQ	25.151
	7.2 Uso potável	FH2OHU	15.091
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OOT</b>	<b>40.241</b>
<b>Total</b>		<b>FH2OTOT</b>	<b>14.063.954</b>

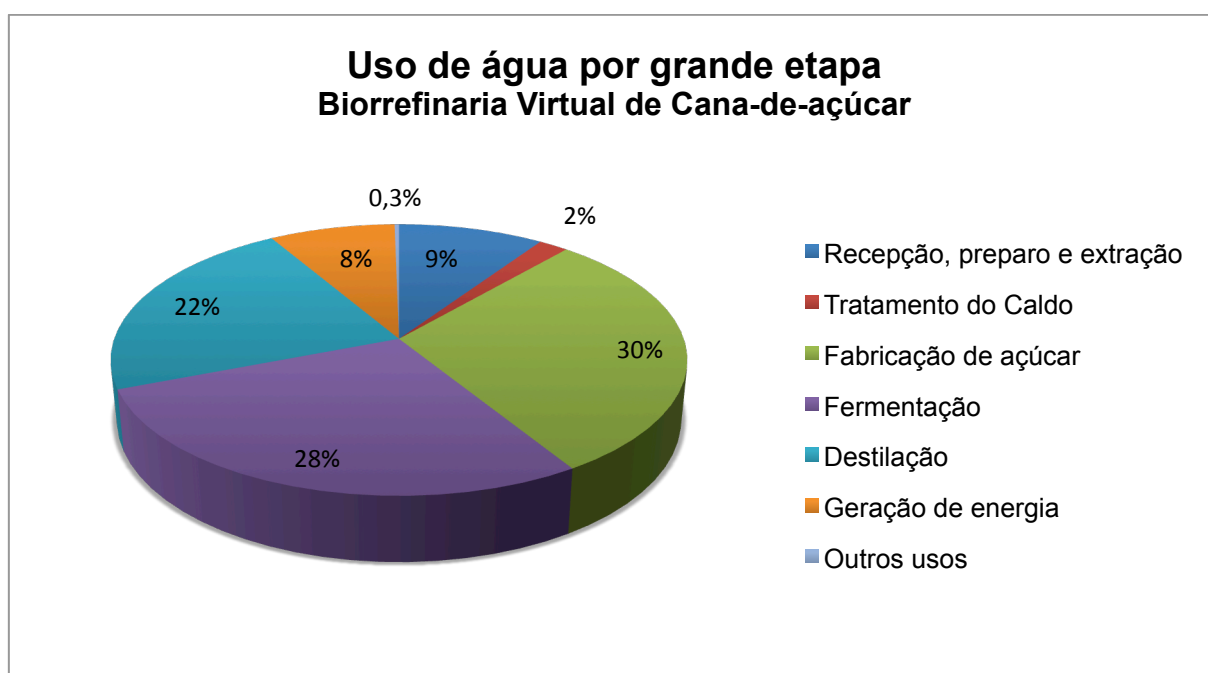


Figura 49 – Uso de água por grande etapa da Biorrefinaria Virtual

## 8.2 Comparação dos resultados obtidos com os valores médios

A Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar tem como missão representar os processos produtivos realizados em uma usina brasileira média com destilaria anexa. Assim, considerou-se importante para a análise dos resultados deste trabalho a comparação dos valores de usos de água obtidos na simulação do

balanço hídrico da BVC com os valores médios determinados por Elia Neto e Shintaku (2009). É importante ressaltar que a comparação entre os resultados obtidos na ferramenta desenvolvida e os dados da bibliografia não tem a finalidade de avaliar a validade ou a qualidade do modelo e sim, de discutir razões pelas quais os usos de água nas etapas dos processos produtivos de uma usina de cana-de-açúcar com destilaria anexa podem variar.

### 8.2.1 Comparação dos resultados parciais em m<sup>3</sup>/t.cana

Tendo em vista que o *software* Aspen Plus fornece os resultados de uso de água em kg/h, os valores obtidos foram transformados para a unidade m<sup>3</sup>/t.cana, a fim de tornar possível a comparação com os usos de água médios da bibliografia. A conversão foi realizada segundo a Equação 61, a qual utiliza o parâmetro de produção relativo à cana moída total na Biorrefinaria Virtual (503,01 t.cana/h), e considera a densidade da água como sendo 1000 kg/m<sup>3</sup>. A Tabela 45 mostra a comparação entre os valores de usos de água parciais e totais do processo produtivo da cana-de-açúcar, em m<sup>3</sup>/t.cana, na BVC e na bibliografia utilizada.

$$Uso_{\text{água}}(m^3 / t.cana) = \frac{Uso_{\text{água}}(kg / h)}{\frac{Cana_{\text{moída}}(t.cana / h)}{1000(kg / m^3)}} \quad (61)$$

A comparação dos resultados obtidos na simulação do balanço hídrico da Biorrefinaria Virtual com os dados médios da bibliografia permite verificar que, em algumas etapas do processo produtivo, os valores de uso de água são relativamente discrepantes. Essas diferenças são refletidas na contabilização do uso de água total, o qual resultou aproximadamente 26,4% maior na BVC do que na bibliografia: na simulação, o valor resultante de uso de água total foi de 28,0 m<sup>3</sup>/t.cana, enquanto que o uso de água médio determinado por Elia Neto e Shintaku (2009) é de 22,1 m<sup>3</sup>/t.cana.

Entretanto, apesar de válida, a comparação dos resultados na unidade m<sup>3</sup>/t.cana não é a ideal, tendo em vista que a obtenção desses valores na

bibliografia e na BVC são realizadas por vezes com base em parâmetros de processos diferentes. Na metodologia determinada por Elia Neto e Shintaku (2009), por exemplo, considera-se uma produção de etanol residual de 18 L/t.cana<sub>açúcar</sub>, enquanto que na simulação da Biorrefinaria Virtual são produzidos 23 L/t.cana<sub>açúcar</sub>, o que resulta em diferenças significativas nos usos de água, em m<sup>3</sup>/t.cana, das etapas de fermentação e destilação. Além disso, muitas vezes na bibliografia são apresentados valores mínimos e máximos em unidades específicas para os usos de água em cada etapa do processo produtivo, e não apenas o valor intermediário em m<sup>3</sup>/t.cana, utilizado para a contabilização do uso total.

Tabela 45 – Comparação dos resultados da BVC com os dados médios da bibliografia (em m<sup>3</sup>/t.cana)

Etapa	Finalidade	Variável	Uso de água		Diferença Percentual
			BVC (m <sup>3</sup> /t.cana)	Elia Neto e Shintaku (m <sup>3</sup> /t.cana)	
Recepção, preparo e extração	1.1 Lavagem da cana-de-açúcar	FH2OCW	2,205	2,200	0%
	1.2 Embebição	FH2OCI	0,280	0,250	12%
	1.3 Resfriamento dos mancais	FH2OBU	0,035	0,035	0%
	1.4 Resfriamento do óleo	FH2OOC	0,130	0,130	0%
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OPE</b>	<b>2,650</b>	<b>2,615</b>	<b>1%</b>
Tratamento do Caldo	2.1 Resfriamento coluna sulfitação	Não se aplica à BVC	-	0,050	-
	2.2 Preparo do leite de cal	FH2OLM	0,018	0,030	-39%
	2.3 Preparo do polímero	FH2OFL	0,012	0,008	64%
	2.4 Aquecimento do caldo	FH2OHS	0,070	0,080	-12%
		FH2OHE	0,035	0,025	39%
	2.5 Lavagem da torta	FH2OCK	0,053	0,030	75%
	2.6 Condensadores dos filtros	FH2OFT	0,350	0,350	0%
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OJC</b>	<b>0,538</b>	<b>0,573</b>	<b>-6%</b>
Fabricação de açúcar	3.1 Evaporação do caldo	FH2OEV	0,240	0,207	16%
	3.2 Condensadores/multijatos evaporação	FH2OEC	2,250	2,250	0%
	3.3 Cozimento do açúcar	FH2OCR	0,047	0,085	-45%
	3.4 Condensadores/multijatos cozimento	FH2OCC	5,750	5,750	0%
	3.5 Diluição de méis e magmas	FH2ODL	0,001	0,030	-95%
	3.6 Retardamento do cozimento	FH2ORT	0,010	0,010	0%
	3.7 Lavagem do açúcar	FH2OSW	0,006	0,015	-58%
	3.8 Retentor de pó do açúcar	FH2OSD	0,012	0,020	-39%
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OSG</b>	<b>8,317</b>	<b>8,367</b>	<b>-1%</b>
Fermentação	4.1 Preparo do mosto	FH2OBY	0,090	0,100	-10%
	4.2 Resfriamento do mosto	FH2OBC	1,241	1,250	-1%
	4.3 Preparo do pé-de-cuba	Não se aplica à BVC	-	0,001	-
	4.4 Lavagem de gases da fermentação	FH2OGW	0,024	0,015	57%
	4.5 Resfriamento das dornas	FH2ORC	6,467	3,000	116%
Destilação	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OFM</b>	<b>7,822</b>	<b>4,366</b>	<b>79%</b>
	5.1 Aquecimento (vapor)	FH2ODT	0,262	0,360	-27%
	5.2 Resfriamento dos condensadores	FH2OCD	6,002	3,500	71%
	<b>Subtotal</b>	<b>FH2ODE</b>	<b>6,263</b>	<b>3,860</b>	<b>62%</b>
Geração de energia	6.1 Produção de vapor direto	FH2OVD	0,542	0,500	8%
	6.2 Dessuperaquecimento	Não se aplica à BVC	-	0,015	-
	6.3 Lavagem de gases da caldeira	FH2OBW	1,084	1,000	8%
	6.4 Limpeza dos cinzeiros	FH2OAS	0,271	0,250	8%
	6.5 Resfriamento óleo e ar dos turbogeradores	FH2OTU	0,393	0,500	-21%
Outros usos	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OHP</b>	<b>2,290</b>	<b>2,265</b>	<b>1%</b>
	7.1 Limpeza pisos e equipamentos	FH2OEQ	0,050	0,050	0%
	7.2 Uso potável	FH2OHU	0,030	0,030	0%
Total	<b>Subtotal</b>	<b>FH2OOT</b>	<b>0,080</b>	<b>0,080</b>	<b>0%</b>
	<b>Total</b>	<b>FH2OTT1</b>	<b>27,959</b>	<b>22,126</b>	<b>26%</b>

### 8.2.2 Comparação dos resultados parciais em unidades específicas

A existência de diferenças relacionadas a parâmetros do processo produtivo envolvidos na simulação da BVC e nos cálculos realizados por Elia Neto e Shintaku (2009) provoca discrepâncias nos resultados fornecidos em  $\text{m}^3/\text{t.cana}$ . Por esse motivo, os usos de água resultantes da simulação e fornecidos pelo *software* Aspen Plus em  $\text{kg/h}$  foram trabalhados, com o objetivo de obter os valores relativos aos usos de água nas mesmas unidades específicas dos usos médios determinados na bibliografia. Para isso, foram considerados alguns parâmetros de produção presentes na Biorrefinaria Virtual, apresentados na Tabela 46.

**Tabela 46 – Parâmetros de produção da simulação da BVC**

<b>Parâmetro de produção</b>	<b>Valor considerado na BVC</b>
Cana moída total (t/h)	503,02
Mix de produção	50% - 50%
Cana moída para açúcar (t/h)	251,51
Cana moída para etanol (t/h)	251,51
Etanol total produzido ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	26,50
Etanol residual produzido ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	5,75
Vapor de escape produzido ( $\text{kg/h}$ )	272.615
Energia produzida (kW)	13.170,98

A Tabela 47 mostra a comparação dos resultados obtidos na BVC com os usos de água médios definidos por Elia Neto e Shintaku (2009) nas unidades específicas, indicando os intervalos de valores mínimos e máximos determinados pelos autores. Para o cálculo das diferenças percentuais, utilizou-se como base o valor de uso de água intermediário definido na bibliografia, indicando em verde caso o valor resultante na BVC pertencesse ao intervalo de mínimos e máximos e em vermelho, caso contrário.

A análise dos resultados obtidos permite perceber que, dos usos de água simulados na Biorrefinaria Virtual (alguns foram desconsiderados por não serem aplicáveis ao caso da BVC), 66% apresentam-se dentro do intervalo de mínimos e máximos definidos por Elia Neto e Shintaku (2009). Existe uma fração considerável de resultados fornecidos pela simulação (33%), entretanto, que não se encaixam nos intervalos definidos. Para as etapas em que se verificaram essas discrepâncias, considerou-se interessante analisar quais são as possíveis razões que podem proporcionar variações nos usos de água em uma usina de cana-de-açúcar.



Tabela 47 – Comparação dos resultados da BVC com os dados médios da bibliografia (em unidades específicas)

Etapa	Finalidade	Variável	BVC	Uso de água		Unidade	Difereça Percentual *
				Mínimo	Elia Neto e Shintaku (2009) Intermediário Máximo		
<b>Recepção, preparo e extração</b>	1.1 Lavagem da cana-de-açúcar	FH2OCW	2,205	2,200	2,200	m³/t.cana	0%
	1.2 Embebição	FH2OCI	0,280	0,200	0,250	m³/t.cana	12%
	1.3 Resfriamento dos mancais	FH2OBU	0,035	-	0,035	m³/t.cana	0%
	1.4 Resfriamento do óleo	FH2OOC	0,130	-	0,130	m³/t.cana	0%
<b>Tratamento do Caldo</b>	2.1 Resfriamento coluna sulfitação	Não se aplica à BVC	-	-	0,100	m³/t.cana.açúcar	-
	2.2 Preparo do leite de cal	FH2OLM	0,018	0,018	0,030	m³/t.cana	-39%
	2.3 Preparo do polímero	FH2OFL	0,025	-	0,015	m³/t.cana.açúcar	64%
	2.4 Aquecimento do caldo	FH2OHS	140	-	160	kg.vapor/t.cana.açúcar	-12%
<b>Fabricação de açúcar</b>	2.5 Lavagem da torta	FH2OHE	69	-	50	kg.vapor/t.cana.etanol	39%
	2.6 Condensadores dos filtros	FH2OCK	0,053	0,010	0,030	m³/t.cana	75%
	3.1 Evaporação do caldo	FH2OEV	0,479	-	0,414	m³/t.cana	0%
	3.2 Condens./multijatos evaporação	FH2OEC	4,5	4	4,5	t/t.cana.açúcar	16%
<b>Fermentação</b>	3.3 Cozimento do açúcar	FH2OCR	0,094	-	0,170	m³/t.cana.açúcar	0%
	3.4 Condens./multijatos cozimento	FH2OCC	11,5	8	11,5	m³/t.cana.açúcar	-45%
	3.5 Diluição de méis e magmas	FH2ODL	0,003	-	0,050	m³/t.cana.açúcar	0%
	3.6 Retardamento do cozimento	FH2ORT	0,020	-	0,020	m³/t.cana.açúcar	-94%
<b>Destilação</b>	3.7 Lavagem de açúcar	FH2OSW	0,012	-	0,030	m³/t.cana.açúcar	0%
	3.8 Retentor de pó do açúcar	FH2OSD	0,024	-	0,040	m³/t.cana.açúcar	-58%
	4.1 Preparo do mosto	FH2OBY	8	0	10	m³/m³ etanol.residual	-39%
	4.2 Resfriamento do mosto	FH2OBC	30	-	30	m³/m³ etanol	-21%
<b>Geração de energia</b>	4.3 Preparo do pé-de-cuba	Não se aplica à BVC	-	-	0,010	m³/m³ etanol	0%
	4.4 Lavagem de gases da fermentação	FH2OGW	0,45	0,15	0,36	m³/m³ etanol	-
	4.5 Resfriamento das dornas	FH2ORC	123	60	70	m³/m³ etanol	24%
	5.1 Aquecimento (vapor)	FH20DT	4,97	3,50	4,25	kg/L etanol	75%
<b>Outros usos</b>	5.2 Resfriamento dos condensadores	FH2OCD	114	80	120	m³/m³ etanol	17%
	6.1 Produção de vapor direto	FH2OVD	542	400	500	kg/t.cana	-5%
	6.2 Dessuperaquecimento	Não se aplica à BVC	-	-	0,030	L/kg vapor	8%
	6.3 Lavagem de gases da caldeira	FH2OBW	2	-	2	m³/t.vapor	-
<b>Diferença percentual calculada com base nos usos de água intermediários determinados por Elia Neto e Shintaku (2009).</b>	6.4 Limpeza dos cinzeiros	FH2OAS	0,500	-	0,500	m³/t.vapor	0%
	6.5 Resf. óleo e ar dos turbogeradores	FH2OTU	15	15	15	L/kW	0%
	7.1 Limpeza pisos e equipamentos	FH2OEQ	0,050	-	0,050	m³/t.cana	0%
	7.2 Uso potável	FH2OHU	0,030	-	0,030	m³/t.cana	0%

\*Diferença percentual calculada com base nos usos de água intermediários determinados por Elia Neto e Shintaku (2009).

### **8.3 Variações no balanço hídrico em usinas de cana-de-açúcar**

#### **8.3.1 Variações observadas entre a BVC e a bibliografia**

Os resultados obtidos para os usos de água em cada etapa do processo produtivo simulado na Biorrefinaria Virtual permitem identificar algumas discrepâncias com relação aos usos médios determinados por Elia Neto e Shintaku (2009). Assim, considerou-se interessante para este trabalho identificar em quais etapas eram verificadas as maiores diferenças percentuais e quais seriam as possíveis causas dessas discrepâncias, a partir de uma análise comparativa entre os processos produtivos da BVC e os considerados na metodologia analisada.

No tratamento do caldo, são verificadas discrepâncias principalmente nos usos de água para preparo do polímero e no aquecimento do caldo para açúcar e para etanol. No preparo do polímero, a diferença obtida deve-se principalmente pelo fato da Biorrefinaria Virtual considerar que o tratamento envolvendo adição de floculante é realizado no caldo direcionado tanto para a produção de etanol quanto para a produção de açúcar, enquanto que na bibliografia contabiliza-se o uso de floculante para o caldo utilizado apenas na produção de açúcar. No aquecimento do caldo, por sua vez, pode-se assumir que as diferenças devem-se principalmente ao fato de que os usos de água dependem da concentração de açúcares no caldo na entrada e na saída do processo, podendo variar de acordo com a composição da cana-de-açúcar utilizada e a concentração do caldo desejada.

Da mesma maneira, diferenças verificadas na fábrica de açúcar entre os usos de água da BVC e da bibliografia nas etapas de evaporação do caldo, cozimento e secagem do açúcar podem estar relacionadas às concentrações definidas para as correntes de entrada e de saída dos processos produtivos. Assim, os usos de água necessários podem variar dependendo da composição da cana utilizada e dos parâmetros relativos ao brix que se deseja obter para o caldo concentrado, xarope, solução de açúcar final, entre outros.

No caso da diluição de méis e magmas, por sua vez, pode-se apontar como razão para as discrepâncias verificadas o fato de que, na bibliografia, o mosto é formado pela mistura do mel e do caldo nas concentrações ideais. Isso significa que é necessário diluir o mel e, ao mesmo tempo, concentrar o caldo para que juntos

formem o mosto com o brix definido. Na BVC, por outro lado, o processo produtivo considera a diluição do mel em menor intensidade e sua mistura com o caldo para formar o mosto em uma concentração que não é a ideal. Por fim, na etapa de preparo do mosto o mesmo é concentrado, permitindo que atinja o brix necessário para o processo produtivo. Na lavagem do açúcar, as discrepâncias podem ser explicadas pelo fato da bibliografia considerar lavagem com água e vapor, enquanto na BVC é apenas utilizada água.

Por fim, a fermentação é a grande etapa na qual são verificadas as maiores discrepâncias entre os resultados obtidos no balanço hídrico da BVC e os dados médios da bibliografia, particularmente no uso de água para o resfriamento das dornas. A diferença de resultados nessa etapa deve-se ao fato de que, na Biorrefinaria Virtual, o reator de fermentação deve se manter à temperatura de 33°C, enquanto que na bibliografia esse deve se manter à temperatura de 34°C, necessitando assim de menor quantidade de água para o resfriamento. No caso da lavagem de gases da fermentação, por sua vez, as diferenças podem ocorrer devido aos parâmetros relativos às configurações das torres de lavagem utilizadas.

### **8.3.2 Variações definidas na bibliografia**

Os resultados deste trabalho permitem concluir que os usos de água nas etapas do processo produtivo de usinas de cana-de-açúcar com destilarias anexas podem variar de acordo com a tecnologia utilizada e os parâmetros considerados. Essas diferenças foram, inclusive, contabilizadas na metodologia definida por Elia Neto e Shintaku (2009), na forma de valores mínimos e máximos possíveis para os usos de água específicos.

Assim, além da comparação entre os usos de água determinados na bibliografia e os resultantes da simulação da BVC, considerou-se importante realizar uma análise da variação do uso de água definido por Elia Neto e Shintaku (2009), determinando-se um uso total mínimo e um uso total máximo. Essa análise foi feita a partir da contabilização dos valores mínimos e máximos determinados no estudo, utilizando os dados intermediários no caso da ausência dos valores extremos. A Tabela 48 mostra os resultados obtidos.

Tabela 48 – Usos de água mínimos e máximos definidos por Elia Neto e Shintaku (2009)

Etapa	Finalidade	Uso de água	
		Mínimo (m <sup>3</sup> /t.cana)	Máximo (m <sup>3</sup> /t.cana)
<b>Recepção, preparo e extração</b>	1.1 Lavagem da cana-de-açúcar	2,200	5,000
	1.2 Embebição	0,200	0,400
	1.3 Resfriamento dos mancais	0,035	0,035
	1.4 Resfriamento do óleo	0,130	0,130
	<b>Subtotal</b>	<b>2,565</b>	<b>5,565</b>
<b>Tratamento do Caldo</b>	2.1 Resfriamento coluna sulfitação	0,050	0,050
	2.2 Preparo do leite de cal	0,018	0,030
	2.3 Preparo do polímero	0,008	0,008
	2.4 Aquecimento do caldo	0,080	0,080
		0,025	0,025
	2.5 Lavagem da torta	0,010	0,060
	2.6 Condensadores dos filtros	0,272	0,350
	<b>Subtotal</b>	<b>0,463</b>	<b>0,603</b>
<b>Fabricação de açúcar</b>	3.1 Evaporação do caldo	0,207	0,207
	3.2 Condensadores/multijatos evaporação	1,915	2,350
	3.3 Cozimento do açúcar	0,085	0,085
	3.4 Condensadores/multijatos cozimento	3,850	7,500
	3.5 Diluição de méis e magmas	0,030	0,030
	3.6 Retardamento do cozimento	0,010	0,010
	3.7 Lavagem do açúcar	0,015	0,015
	3.8 Retentor de pó do açúcar	0,020	0,020
	<b>Subtotal</b>	<b>6,132</b>	<b>10,217</b>
<b>Fermentação</b>	4.1 Preparo do mosto	0,000	0,100
	4.2 Resfriamento do mosto	1,250	1,250
	4.3 Preparo do pé-de-cuba	0,001	0,001
	4.4 Lavagem de gases da fermentação	0,015	0,064
	4.5 Resfriamento de dornas	2,550	3,400
	<b>Subtotal</b>	<b>3,816</b>	<b>4,815</b>
<b>Destilação</b>	5.1 Aquecimento (vapor)	0,298	0,425
	5.2 Resfriamento dos condensadores	3,400	5,100
	<b>Subtotal</b>	<b>3,698</b>	<b>5,525</b>
<b>Geração de energia</b>	6.1 Produção de vapor direto	0,400	0,600
	6.2 Dessuperaquecimento	0,015	0,015
	6.3 Lavagem de gases da caldeira	1,000	1,000
	6.4 Limpeza dos cinzeiros	0,250	0,250
	6.5 Resf. óleo e ar dos turbogeradores	0,187	0,450
	<b>Subtotal</b>	<b>1,852</b>	<b>2,315</b>
<b>Outros usos</b>	7.1 Limpeza pisos e equipamentos	0,050	0,050
	7.2 Uso potável	0,030	0,030
	<b>Subtotal</b>	<b>0,080</b>	<b>0,080</b>
<b>Total</b>		<b>18,605</b>	<b>29,119</b>

Com isso, conclui-se que existe uma grande variação no balanço hídrico de usinas de cana-de-açúcar, causada principalmente por configurações dos processos produtivos. Segundo os dados disponibilizados por Elia Neto e Shintaku (2009), pode-se perceber que uma usina média brasileira com destilaria anexa apresenta uso de água total entre 18,6 m<sup>3</sup>/t.cana e 29,1 m<sup>3</sup>/t.cana. Esse intervalo, portanto, engloba o uso total contabilizado na ferramenta de cálculo do balanço hídrico implementado na Biorrefinaria Virtual, o qual resultou em 28,0 m<sup>3</sup>/t.cana.

## 9 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Este trabalho teve como objetivo o desenvolvimento e a implementação de uma ferramenta de cálculo do balanço hídrico na Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), plataforma de simulação e avaliação criada pelo Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE). Desenvolvida no *software* Aspen Plus, a Biorrefinaria Virtual tem como objetivo analisar a integração de novas tecnologias na indústria sucroalcooleira e verificar os impactos econômicos, sociais e ambientais das inovações propostas.

A Biorrefinaria Virtual possui diferentes configurações, podendo considerar ou não a produção de etanol de segunda geração, além de apresentar variações decorrentes das tecnologias utilizadas nos processos. Tendo em vista que este trabalho busca permitir a análise da situação atual das usinas brasileiras convencionais, optou-se por realizar a implementação do balanço hídrico na BVC na configuração de usina com destilaria anexa básica, ou seja: produtora de açúcar, eletricidade e etanol de primeira geração.

Para o desenvolvimento da ferramenta de cálculo do balanço hídrico, foi necessário analisar a metodologia de contabilização do uso de água em usinas, elaborada por Elia Neto e Shintaku (2009), bem como realizar um estudo de caso em usina real. Esses estudos prévios permitiram a tomada de decisões acerca da melhor maneira de determinar o uso de água em cada etapa do processo produtivo da cana-de-açúcar. Em geral, os usos de água foram contabilizados a partir da importação de correntes e utilidades de aquecimento e resfriamento já considerados na BVC, através da criação e inserção de utilidades de resfriamento nos equipamentos existentes, ou, ainda, por meio de cálculos pontuais de usos de água, considerando os valores médios da bibliografia.

A ferramenta implementada permite que os usos de água parciais e totais sejam calculados durante a simulação dos processos da Biorrefinaria Virtual, disponibilizando os resultados ao usuário de forma simples e clara. De acordo com os resultados obtidos neste trabalho, os usos de água específicos foram em geral condizentes com os usos médios determinados na bibliografia, com variações que podem ser explicadas pela utilização de diferentes parâmetros e configurações de

processos. No total, a Biorrefinaria Virtual necessita de aproximadamente 28,0 m<sup>3</sup>/t.cana para realizar suas atividades produtivas, valor que se enquadra na faixa de usos totais mínimos e máximos, contabilizados neste trabalho a partir de dados consolidados do setor (de 18,6 m<sup>3</sup>/t.cana a 29,1 m<sup>3</sup>/t.cana).

Portanto, os resultados favoráveis obtidos levam a crer que a ferramenta desenvolvida neste trabalho pode ter importantes aplicações no sentido de permitir a solução de gargalos no processo produtivo das usinas brasileiras, visando a definir as melhores práticas e tecnologias e a aprimorar o desempenho ambiental do setor sucroalcooleiro no país. A contabilização dos usos de água parciais e totais das usinas fornece uma base sólida para a avaliação de medidas de fechamento dos circuitos, com consequente aumento do reúso de água e redução da captação.

Além disso, espera-se que a integração do modelo de balanço hídrico na Biorrefinaria Virtual possa de alguma forma complementar os estudos realizados pelo CTBE no âmbito do Programa de Avaliação Tecnológica. A ferramenta desenvolvida torna possível a avaliação de diversos cenários de produção sob a ótica do uso e reúso de água envolvidos nos processos e fornece assim uma nova base de análise centrada na eficiência da utilização dos recursos naturais.

Por fim, é possível fazer algumas sugestões para estudos futuros acerca de temas que fugiam do escopo deste trabalho, mas que se consideram importantes, tais como:

- elaboração de uma metodologia para o cálculo do balanço hídrico na configuração da BVC otimizada, considerando a modernização crescente do setor e a necessidade cada vez maior de demonstrar um compromisso com a eficiência do processo produtivo, em especial no que diz respeito à produção para exportação;
- elaboração de uma metodologia de cálculo do balanço hídrico na simulação da BVC configurada para representar uma usina com produção integrada de etanol de primeira e segunda geração, permitindo uma avaliação mais completa da incorporação de novas tecnologias relacionadas ao etanol celulósico;
- inserir nas simulações da BVC equipamentos e operações unitárias que permitam a contabilização dos usos de água necessários segundo a metodologia desenvolvida por Elia Neto e Shintaku (2009), nos casos em que apenas foi possível realizar o cálculo pontual neste trabalho;

- avaliar as possibilidades de tratamento e reutilização da água de saída dos processos produtivos, de forma a determinar quantitativamente os índices de reúso e possibilitar a simulação na BVC de diversos cenários de captação.

Assim, espera-se que, além das contribuições anteriormente citadas, este trabalho tenha o papel de impulsionar pesquisas no que diz respeito a um uso mais eficiente dos recursos naturais em usinas de cana-de-açúcar e de divulgar a importância do conceito da biorrefinaria. Afinal, o Brasil possui grande potencial de promover a substituição dos materiais fósseis pelos agricultáveis na produção de bens e serviços, fator que o coloca em posição privilegiada no sentido de propor soluções para atingir o desenvolvimento sustentável.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA. Disponível em: <[www.aneel.gov.br](http://www.aneel.gov.br)>. Acesso em: 5 jun. 2013.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7229**: Projeto, construção e operação de sistemas de tanques sépticos. Rio de Janeiro, 1993.

BONOMI, A. et al. **The Virtual Sugarcane Biorefinery (VSB)**. Campinas: Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol, 2012. (2011 Report).

COPERSUCAR. **Processo de Fabricação de Açúcar, parte I**. Piracicaba, 1987. Apostila do curso de Engenharia Açucareira.

CAVALETT, O. et al. Environmental and economic assessment of sugarcane first generation biorefineries in Brazil. **Clean Technologies and Environmental Policy**, v. 14, n. 3, p. 299-410, Jun. 2012. Disponível em: <<http://link.springer.com/article/10.1007%2Fs10098-011-0424-7>>. Acesso em: 25 abr. 2013.

DIAS, M.O.S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedente do bagaço**. 2008. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

DIAS, M.O.S. et al. Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. **Bioresource Technology**, v. 103, n. 1, p. 152-161, Jan. 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852411014088>>. Acesso em: 25 abr. 2013.

\_\_\_\_\_. Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production?. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 19, p. 8964-8971, Out. 2011. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852411009254>>. Acesso em: 25 abr. 2013.

\_\_\_\_\_. Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: comparison between different biomass pretreatment methods.



**Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology**, v. 38, n. 8, p. 955-966, Ago. 2011. Disponível em: <<http://link.springer.com/article/10.1007%2Fs10295-010-0867-6>>. Acesso em: 17 abr. 2013.

ELIA NETO, A. **Água na Indústria de Cana-de-açúcar**. Aspectos Ambientais da Cadeia do Etanol de Cana-de-Açúcar. São Paulo, Centro de Tecnologia Canavieira. 16 abr. 2008. Palestra proferida por ocasião do Workshop Projeto PPP “Aspectos Ambientais da Cadeia do Etanol de Cana-de-açúcar”, São Paulo, 2008.

ELIA NETO, A.; SHINTAKU, A. Usos e reúsos de água e geração de efluentes. In: AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS et al. **Manual de conservação e reúso de água na agroindústria sucroenergética**. Brasília: ANA, 2009. p. 67-180.

JANK, M. S. **Brazilian Ethanol Industry Developments: Sugarcane Ethanol Today and Tomorrow**. Gothenburg, Bioalcohol Fuel Foundation, 26 mai. 2008. Palestra proferida por ocasião do Conference on Sustainable Ethanol, Gothenburg, 2008.

KAMM, B.; KAMM, M. Principles of biorefineries. **Journal of Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 64, n. 2, p. 137-145, Abr. 2004. Disponível em: <<http://link.springer.com/article/10.1007%2Fs00253-003-1537-7>>. Acesso em: 5 mai. 2013.

LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL. Notícias: Etanol de segunda geração está mais próximo. Disponível em: <[www.bioetanol.org.br](http://www.bioetanol.org.br)>. Acesso em: 10 abr. 2013.

\_\_\_\_\_. **Plano Estratégico de Gestão do CTBE: 2012 – 2016**. Campinas, 2011. 83 p.

MACHADO, J. Energia para o século XXI. In: AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS et al. **Manual de conservação e reúso de água na agroindústria sucroenergética**. Brasília: ANA, 2009. p. 5.

MANTELATTO, P. E. **Process for juice treatment in industrial large scale plant**. São Paulo, 2009. Workshop BIOEN FAPESP on Ethanol Production, São Paulo, 2009.

ORGANIZAÇÃO DAS NAÇÕES UNIDAS. Conferência das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente e Desenvolvimento. **Agenda 21 Global**. Rio de Janeiro, 1992. 370 p.

PELLEGRINI, L. F. **Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade**. 2009. 349 p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

PIRACICABA ENGENHARIA SUCROALCOOLEIRA. Resumo das Fórmulas de Rendimentos e Eficiência Utilizadas na Indústria Açucareira do Brasil. Disponível em: <[http://www.piracicabaengenharia.com.br/artigos\\_full.asp?nID=356](http://www.piracicabaengenharia.com.br/artigos_full.asp?nID=356)>. Acesso em: 4 ago. 2013).

RODRÍGUEZ, M.F.C. **Uso de Água na Produção de Etanol de Cana de Açúcar**. 2010. 198 p. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

SALAZAR, K.J.M. **Uso de água e análise exergética na produção integrada de etanol de primeira e segunda geração a partir da cana-de-açúcar**. 2012. 219 p. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2012.

SKAF, P. A harmonia viável da cadeia sucroenergética e a natureza. In: AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS et al. **Manual de conservação e reúso de água na agroindústria sucroenergética**. Brasília: ANA, 2009. p. 7.

SUGARCANE. Disponível em: <[www.sugarcane.org](http://www.sugarcane.org)>. Acesso em: 10 abr. 2013.

UNICA. Disponível em: <[www.unica.com.br](http://www.unica.com.br)>. Acesso em: 12 mai. 2013.

UNICADATA. Disponível em: <[www.unicadata.com.br](http://www.unicadata.com.br)>. Acesso em: 12 mai. 2013.

VIRGOLINO DE OLIVEIRA. Disponível em: <[www.gvo.com.br](http://www.gvo.com.br)>. Acesso em: 15 abr. 2013.

## GLOSSÁRIO

**Açúcares Redutores Totais (ART)** – açúcares da cana que se apresentam na forma de açúcares invertidos (glucose e frutose).

**Bagaço** – material fibroso obtido no processo de extração do caldo da cana, em moendas ou difusores.

**Balanço hídrico** – quantificação das entradas e saídas de água, bem como eventuais armazenamentos, entre as diversas partes constituintes de um sistema.

**Biomassa** – recurso renovável que tem origem na matéria orgânica (vegetal ou animal).

**Bioplástico** – polímero 100% reciclável produzido a partir do etanol de cana-de-açúcar.

**Biocombustíveis** – combustíveis produzidos a partir da cana-de-açúcar, também conhecidos como *drop-in-fuels*.

**Biorrefinaria** – usina na qual a biomassa é extraída e convertida em uma variedade de produtos, tais como combustíveis, produtos químicos, alimentos, entre outros.

**Brix** – fração percentual em massa de sólidos solúveis em solução de sacarose.

**Caldo da cana** – solução constituída de água, açúcar e sólidos dissolvidos, obtida no processo de extração em moendas ou difusores.

**Circuito fechado de água** – circuito no qual a água de saída dos processos é

reutilizada na cadeia produtiva.

**Colheita manual** – tipo de colheita que envolve a queimada do canavial, com o objetivo de minimizar os riscos de acidentes aos trabalhadores, aumentar a produtividade e diminuir os custos com o transporte.

**Colheita mecanizada** – tipo de colheita realizada por meio de máquinas colhedeiras, em terrenos cujo declive seja inferior a 12%. Esse tipo de colheita não necessita que o canavial seja queimado e permite a extração da palha.

**Destilarias autônomas** – unidades dedicadas apenas à produção de etanol de cana-de-açúcar.

**Difusor** – equipamento responsável por realizar a extração do caldo da cana de forma alternativa à moenda.

**Dornas de fermentação** – tanques onde ocorre a mistura do mosto com o leite de levedura, para a transformação dos açúcares em etanol.

**Etanol anidro** – etanol de teor alcoólico máximo, obtido através da desidratação do etanol hidratado.

**Etanol de primeira geração** – etanol produzido a partir do caldo da cana-de-açúcar, em processos convencionais de fermentação e destilação.

**Etanol de segunda geração** – etanol produzido a partir do material lignocelulósico da cana-de-açúcar (bagaço e palha).

**Etanol hidratado** – etanol obtido na etapa de destilação, composto por uma mistura de álcool e água.

**Evaporador de múltiplo efeito** – equipamento formado por caixas ligadas em série, que permite a concentração progressiva do caldo clarificado.

**Flegmaça** – resíduo obtido no processo de retificação, pertencente à etapa de destilação para produção de etanol.

**Índice de reúso** – índice referente à fração de água que retorna ao processo produtivo em relação à quantidade total necessária no processamento da cana-de-açúcar.

**Leite de cal** – suspensão de hidróxido de cálcio em água ( $\text{Ca(OH)}_2$ ) utilizada no processo de tratamento do caldo.

**Leite de levedura** – suspensão formada pelas leveduras recuperadas na centrifugação do vinho.

**Levedura** – fungo utilizado na fermentação alcoólica para a obtenção do vinho, etapa pertencente ao processo de produção do etanol.

**Mel** – produto resultante da etapa de centrifugação da massa cozida.

**Melaço (mel final)** – solução de sacarose de baixa pureza obtida na etapa final da centrifugação.

**Mix de produção** – quantidade de etanol e de açúcar produzidos em usinas com destilarias anexas.

**Moenda** – equipamento responsável por realizar a extração do caldo da cana, processo que produz o bagaço como resíduo.

**Mosto** – mistura de caldo clarificado, melaço, mel e água, destinada à fermentação para a produção do etanol.

**Palha** – material lignocelulósico composto pelas folhas e pontas da cana-de-açúcar.

**Pol** – porcentagem de sacarose em solução de açúcar.

**Região Centro-Sul** – região formada pelos estados: Rio Grande do Sul, Santa Catarina, Paraná, São Paulo, Rio de Janeiro, Espírito Santo, Minas Gerais, Goiás, Mato Grosso do Sul e Mato Grosso (além do Distrito Federal).

**Safra** – período de moagem da cana, no qual se produz açúcar e etanol.

**Torta de filtro** – resíduo produzido na filtração do lodo de decantação, a qual é realizada com o objetivo de recuperar a sacarose presente no lodo.

**Turbinas** – equipamentos movidos pelo vapor direto produzido nas caldeiras.

**Turbogerador** – gerador que converte a energia mecânica das turbinas em energia elétrica.

**Usinas com destilarias anexas** – usinas capazes de produzir açúcar, etanol e eletricidade a partir da cana-de-açúcar.

**Vapor de escape** – vapor de baixa pressão liberado pelas turbinas, as quais são movidas pelo vapor direto formado nas caldeiras devido à queima do bagaço.

**Vapor direto** – vapor de média ou alta pressão formado pelo aquecimento de água nas caldeiras, responsável por gerar força motriz para movimentar as turbinas.

**Vapor vegetal** – vapor gerado na evaporação do caldo de cana-de-açúcar.

**Vinhaça** – resíduo da etapa de destilação do vinho para a produção de etanol.

**Vinho** – produto resultante da etapa de fermentação alcoólica do mosto, realizada pela ação de leveduras.

**Xarope** – produto formado na etapa de evaporação do caldo da cana, a qual permite a eliminação de água e a concentração de açúcares.

## APÊNDICE A – Variáveis criadas na ferramenta

**Tabela 49 – Variáveis criadas no *Calculator* GL-WATER**

Variable name	Info. Flow	Definition
FVOLH2OM	Import	Stream-Var Stream=PREP-EXT.WT-H2O-R Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FVOLH2OS	Import	Stream-Var Stream=PREP-EXT.WT-H2O-R Substream=CISOLID Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FCNEMIX	Import	Stream-Var Stream=TOT-CANE Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FCNESLD	Import	Stream-Var Stream=TOT-CANE Substream=CISOLID Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OFLE1	Import	Stream-Var Stream=ETHANOL.JCE-TRT.CF-H2O-2 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OFLE2	Import	Stream-Var Stream=ETHANOL.JCE-TRT.CF-H2O-3 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FVAPHTS1	Import	Block-Var Block=SUGAR.JCE-TRT.LM-HET-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FVAPHTS2	Import	Block-Var Block=SUGAR.JCE-TRT.LM-HET-2 Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FCAKESG	Import	Stream-Var Stream=SUGAR.JCE-TRT.CF-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FCAKEET	Import	Stream-Var Stream=ETHANOL.JCE-TRT.CF-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FCNEMIXS	Import	Stream-Var Stream=PREP-EXT.CANE-SG Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FCNESLDS	Import	Stream-Var Stream=PREP-EXT.CANE-SG Substream=CISOLID Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FVAPBPNA	Import	Block-Var Block=SUGAR.CR-BPN-A Variable=UTIL-USAGE Sentence=PARAM Units=kg/hr
FVAPBPNB	Import	Block-Var Block=SUGAR.CR-BPN-B Variable=UTIL-USAGE Sentence=PARAM Units=kg/hr
FH2OWS1	Import	Stream-Var Stream=SUGAR.CR-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OWS2	Import	Stream-Var Stream=SUGAR.CR-H2O-2 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FEEWRK1	Import	Work-Power Stream=CHP.EE-WRK-1 Units=Watt
FH2ODECB	Import	Block-Var Block=ETHANOL.DISTILL.DT-DEC-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=SCAL- RESULTS Units=kg/hr
FH2OCOND	Import	Block-Var Block=ETHANOL.DISTILL.DT-CON-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=PARAM Units=kg/hr
FH2OINT1	Import	Block-Var Block=ETHANOL.DISTILL.INT-HET1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FVAPCOLA	Import	Block-Var Block=ETHANOL.DISTILL.COL-A Variable=REB-UTL-USAG Sentence=UTILITIES Units=kg/hr
FVAPCOLB	Import	Block-Var Block=ETHANOL.DISTILL.COL-BB1 Variable=REB-UTL-USAG Sentence=UTILITIES Units=kg/hr
FH2OAZCO	Import	Block-Var Block=ETHANOL.AZ-DIST.AZ-COOL Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FVAPAZ	Import	Block-Var Block=ETHANOL.AZ-DIST.AZ-DISTI Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FH2OCW		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OCI	Import	Stream-Var Stream=PREP-EXT.EX-IMBIB Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OBU		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OOC		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OLM	Import	Stream-Var Stream=ETHANOL.JCE-TRT.LM-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OFL		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OHS		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr



Variable name	Info. Flow	Definition
FH2OHE	Import	Block-Var Block=ETHANOL.JCE-TRT.LM-HET-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FH2OCK		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OFT		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OEV	Import	Block-Var Block=SUGAR.ME-EVAP.EV-FSH-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=PARAM Units=kg/hr
FH2OEC		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OCR		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OCC		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2ODL	Import	Stream-Var Stream=SUGAR.CR-H2O-3 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2ORT		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OSW		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OSD	Import	Stream-Var Stream=SUGAR.DY-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OBY	Import	Mass-Flow Stream=ETHANOL.FM-H2SO4 Substream=MIXED Component=H2O Units=kg/hr
FH2OBC	Import	Block-Var Block=ETHANOL.FM-HET-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FH2OGW	Import	Stream-Var Stream=ETHANOL.FM-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2ORC	Import	Block-Var Block=ETHANOL.FM-RCT-1 Variable=UTIL-USAGE Sentence=RESULTS Units=kg/hr
FH2ODT		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OCD		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OVD	Import	Stream-Var Stream=CHP.BO-H2O-1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
FH2OBW		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OAS		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OTU		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OEQ		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OHU		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OPE		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OJC		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OSG		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OFM		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2ODE		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OHP		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OOT		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OTOT		Local-Param Physical type=Mass-Flow- Units=kg/hr
FH2OTT1		Local-Param Physical type=Mass-Volume- Units=cc/g

## APÊNDICE B – Código de cálculo do balanço hídrico

### C CÁLCULO DO BALANÇO HÍDRICO DA BVC

#### C 1) RECEPÇÃO, PREPARO E EXTRAÇÃO

##### C 1.1) Lavagem da cana

$$FH2OCW=FVOLH2OM+FVOLH2OS$$

##### C 1.2) Embebição

C Obs: Uso de água já existente (stream EX-IMBIB): variável FH2OCI

##### C 1.3) Resfriamento dos mancais da moenda

$$FH2OBU=0.035*(FCNEMIX+FCNESLD)$$

##### C 1.4) Resfriamento do óleo

$$FH2OOC=0.13*(FCNEMIX+FCNESLD)$$

#### C 2) TRATAMENTO DO CALDO

##### C 2.1) Resfriamento da coluna de sulfitação

C Obs: Não se aplica à BVC, pois esta etapa do processo está  
C presente apenas em usinas que produzem açúcar branco

##### C 2.2) Preparo do leite de cal

C Obs: Uso de água já existente (stream LM-H2O-1): variável FH2OLM

##### C 2.3) Preparo do polímero

$$FH2OFL=FH2OFLE1+FH2OFLE2$$

##### C 2.4) Aquecimento do caldo

##### C 2.4.1) Para açúcar

$$FH2OHS=FVAPHTS1+FVAPHTS2$$

##### C 2.4.2) Para etanol

C Obs: Uso de água já existente (utility VAP-2BAR do block LM-HET-1)

C Variável: FH2OHE

C 2.5) Lavagem da torta

$$FH2OCK = FCAKESG + FCAKEET$$

C 2.6) Condensadores dos filtros

$$FH2OFT = 0.35 * (FCNEMIX + FCNESLD)$$

C 3) FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

C 3.1) Evaporação do caldo

C Obs: Uso de água já existente (utility VAP-2BAR do block EV-FSH-1)

C Variável: FH2OEV

C 3.2) Condensadores/multijatos evaporação

$$FH2OEC = 4.5 * (FCNEMIXS + FCNESLDS)$$

C 3.3) Cozimento do açúcar

$$FH2OCR = FVAPBPNA + FVAPBPNB$$

C 3.4) Condensadores/multijatos cozimento

$$FH2OCC = 11.5 * (FCNEMIXS + FCNESLDS)$$

C 3.5) Diluição de méis e magmas

C Obs: Uso de água já existente (stream CR-H2O-3): variável FH2ODL

C 3.6) Retardamento do cozimento (etapa opcional)

$$FH2ORT = 0.02 * (FCNEMIXS + FCNESLDS)$$

C 3.7) Lavagem do açúcar

$$FH2OSW = FH2OWS1 + FH2OWS2$$

C 3.8) Retentor de pó do açúcar

C Obs: Uso de água já existente (stream DY-H2O-1): variável FH2OSD

C 4) FERMENTAÇÃO

C 4.1) Preparo do mosto

C Obs: Uso de água já existente (component H2O da stream FM-H2SO4)

C Variável: FH2OBY

C 4.2) Resfriamento do mosto

C Obs: Utility WATER-45 inserida no block FM-HET-1

C Variável: FH2OBC

C 4.3) Preparo do pé-de-cuba

C Obs: Não se aplica à BVC, pois ocorre em conjunto com o  
C preparo do mosto

C 4.4) Lavagem de gases da fermentação

C Obs: Uso de água já existente (stream FM-H2O-1): variável FH2OGW

C 4.5) Resfriamento das dornas

C Obs: Utility WATER-31 inserida no block FM-RCT-1

C Variável: FH2ORC

C 5) DESTILAÇÃO

C 5.1) Aquecimento (vapor)

$$FH2ODT = FVAPCOLA + FVAPCOLB + FVAPAZ$$

C 5.2) Resfriamento dos condensadores

$$FH2OCD = FH2ODECB + FH2OCOND + FH2OINT1 + FH2OAZCO$$

C 6) GERAÇÃO DE ENERGIA

C 6.1) Produção de vapor direto

C Obs: Uso de água já existente (stream BO-H2O-1): variável FH2OVD

C 6.2) Dessuperaquecimento

C Obs: Não se aplica ao caso da BVC

C 6.3) Lavagem de gases da caldeira

$$FH2OBW = 2 * FH2OVD$$

C 6.4) Limpeza dos cinzeiros

$$FH2OAS = 0.5 * FH2OVD$$

C 6.5) Resfriamento de óleo e ar dos turbogeradores

$$FH2OTU=-15*FEEWRK1/1000$$

C 6.6) Água torres de condensação

C Obs: Não se aplica à BVC na configuração de anexa básica

C 7) OUTROS USOS

C 7.1) Limpeza de pisos e equipamentos

$$FH2OEQ=0.05*(FCNEMIX+FCNESLD)$$

C 7.2) Uso potável

$$FH2OHU=0.03*(FCNEMIX+FCNESLD)$$

C 8) SUBTOTAL POR ETAPAS

C 8.1) Recepção, preparo e extração

$$FH2OPE=FH2OCW+FH2OCI+FH2OBU+FH2OOC$$

C 8.2) Tratamento do caldo

$$FH2OJC=FH2OLM+FH2OFL+FH2OHS+FH2OHE+FH2OCK+FH2OFT$$

C 8.3) Fabricação de açúcar

$$FH2OSG=FH2OEV+FH2OEC+FH2OCR+FH2OCC+FH2ODL+FH2ORT+FH2OSW+FH2OSD$$

C 8.4) Fermentação

$$FH2OFM=FH2OBY+FH2OBC+FH2OGW+FH2ORC$$

C 8.5) Destilação

$$FH2ODE=FH2ODT+FH2OCD$$

C 8.6) Geração de energia

$$FH2OHP=FH2OVD+FH2OBW+FH2OAS+FH2OTU$$

C 8.7) Outros usos

$$FH2OOT=FH2OEQ+FH2OHU$$

C 9) USO TOTAL FINAL

C 9.1) Uso total (kg/hr)

$$FH2OTOT = FH2OPE + FH2OJC + FH2OSG + FH2OFM + FH2ODE + FH2OHP + FH2OOT$$

C 9.2) Uso total (m<sup>3</sup>/t.cana)

$$FH2OTT1 = FH2OTOT / (FCNEMIX + FCNESLD)$$

## ANEXO A – Dados de produção da Unidade Itapira

**Tabela 50 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 30/03/2009 a 03/01/2010**

Índices	Acumulado até a data final do período		Previsão Safra
	Meta	Realizado	
Cana Moída (ton)	1649986,490	1606408,860	1649986,490
Açúcar Tipo 2B (sacos)	547766,658	417494,000	547766,658
Açúcar Tipo 2D (sacos)	258421,873	135600,000	258421,873
Açúcar Tipo 3 (sacos)	22640,000	23578,000	22640,000
Açúcar Tipo 3B (sacos)	1096943,526	1066556,000	1096943,526
Açúcar Tipo 4 (sacos)	177020,330	221178,000	177020,330
Açúcar Total (sacos)	2102792,387	1864406,000	2102792,387
Álcool Anidro (L)	4886814,100	4886814,100	4886814,100
Álcool Hidratado (L)	54593381,320	56844441,960	54593381,320
Álcool Total (L)	59480195,420	61731256,060	59480195,420
Rend. Fermentação (%)	92,852	92,452	92,852
Rend. Destilação (%)	99,839	99,741	99,839
Unicop Produzida (S/Processo)	3865966,031	3692779,764	3865966,031
Unicop Produzida (C/Processo)	3865966,031	3694506,859	3880797,827
Unicop/TC (C/Processo)	2,343	2,300	2,352
Extração Moenda (%)	94,900	94,702	94,900
Torta do Filtro (Kg/TC)	28,999	29,457	28,999
Imp. Mineral Totais (kg/TC)	9,656	10,284	9,656
Imp. Vegetal Total (%)	5,883	5,855	5,883
Açúcar Red. Total ART (kg/TC)	139,150	136,763	139,150
Efic. Tempo Geral (%)	65,924	69,711	69,010
Efic. Tempo Ind. (%)	89,354	93,936	93,538
Efic. Tempo Agr. (%)	95,441	99,285	99,910
Efic. Tempo Geral Corrig. (%)	0,000	63,545	0,000
Efic. Tempo Ind. Corrig (%)	0,000	93,598	0,000
Efic. Tempo Agr. Corrig (%)	0,000	98,984	0,000
Horas Queima Própria	82,511	91,409	82,511
Horas Queima Fornecedor	72,259	82,500	72,259
Horas Queima Total	81,394	90,412	81,398
Produtividade Total (t/ha)	88,391	88,480	0,000
Índice Teórico/Produção Real	1,000	0,988	1,000
Efic. Flutuante Açúcar (%)	88,699	90,040	88,699
Efic. Flutuante Álcool (%)	82,790	83,165	82,790
RTC - Recup. Total Corrigido (%)	90,262	89,781	90,262
Efic. PGD (%)	83,127	82,691	83,127

**Tabela 51 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 22/03/2010 a 07/11/2010**

Índices	Acumulado até a data final do período		Previsão Safra
	Meta	Realizado	
Cana Moída (ton)	1700000,050	1362165,860	1700000,050
Açúcar Tipo 2A (sacos)	199712,153	0,000	199712,153
Açúcar Tipo 2B (sacos)	599920,084	311919,000	599920,084
Açúcar Tipo 2D (sacos)	70006,006	35234,000	70006,006
Açúcar Tipo 3 (sacos)	330324,328	151791,000	330324,328
Açúcar Tipo 3B (sacos)	1103136,171	1182585,000	1103136,171
Açúcar Tipo 4 (sacos)	108554,616	244399,000	108554,616
Açúcar Total (sacos)	2411653,358	1925928,000	2411653,358
Álcool Anidro (Lts)	38190466,820	15070269,550	38190466,820
Álcool Hidratado (Lts)	26635730,620	34155127,380	26635730,620
Álcool Total (Lts)	64826197,440	49225396,930	64826197,440
Rend. Fermentação (%)	91,807	91,790	91,807
Rend. Destilação (%)	99,890	99,821	99,890
Unicop Produzida (S/Processo)	4410883,372	3410675,238	4410883,372
Unicop Produzida (C/Processo)	4410883,372	3412850,591	4410883,372
Unicop/TC (C/Processo)	2,595	2,505	2,595
Extração Moenda (%)	95,001	94,570	95,001
Torta do Filtro (Kg/TC)	29,500	30,613	29,500
Imp. Mineral Totais (kg/TC)	7,850	8,010	7,850
Imp. Vegetal Total (%)	5,500	5,923	5,500
Açúcar Red. Total ART (kg/TC)	149,930	146,587	149,930
Efic. Tempo Geral (%)	72,826	81,959	72,826
Efic. Tempo Ind. (%)	94,114	92,718	94,114
Efic. Tempo Agr. (%)	99,000	99,010	99,000
Efic. Tempo Geral Corrig. (%)	0,000	74,281	0,000
Efic. Tempo Ind. Corrig (%)	0,000	90,802	0,000
Efic. Tempo Agr. Corrig (%)	0,000	95,085	0,000
Horas Queima Própria	67,510	72,201	67,510
Horas Queima Fornecedor	70,000	120,638	70,000
Horas Queima Total	68,230	78,745	68,230
Produtividade Total (t/ha)	87,357	72,167	109,450
Índice Teórico/Produção Real	1,000	0,998	1,000
Efic. Flutuante Açúcar (%)	91,406	91,138	91,406
Efic. Flutuante Álcool (%)	84,828	82,113	84,828
RTC - Recup. Total Corrigido (%)	91,500	90,733	91,500
Efic. PGD (%)	84,034	83,285	84,034



**Tabela 52 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 11/04/2011 a 13/11/2011**

Índices	Acumulado até a data final do período		Previsão Safra
	Meta	Realizado	
Cana Moída (ton)	1466508,330	1357591,130	1466508,330
Açúcar Tipo 2B (sacos)	263001,113	319858,000	263001,113
Açúcar Tipo 2D (sacos)	1131643,464	920358,000	1131643,464
Açúcar Tipo 3 (sacos)	276369,259	300614,000	276369,259
Açúcar Tipo 3B (sacos)	245059,693	266920,000	245059,693
Açúcar Tipo 3C (sacos)	167448,160	221376,000	167448,160
Açúcar Total (sacos)	2083521,688	2029126,000	2083521,688
Álcool Anidro (Lts)	44074269,090	39471238,930	44074269,090
Álcool Hidratado (Lts)	1974140,330	1974140,330	1974140,330
Álcool Total (Lts)	46048409,420	41445379,260	46048409,420
Anidro do Hidratado (Lts)	0,000	1838463,000	0,000
Rend. Fermentação (%)	91,782	91,332	91,782
Rend. Destilação (%)	99,890	99,777	99,890
Unicop Produzida (S/Processo)	3545519,775	3344770,973	3545519,775
Unicop Produzida (C/Processo)	3578667,554	3354957,750	3578667,554
Unicop/TC (C/Processo)	2,440	2,471	2,440
Extração Moenda (%)	94,800	94,651	94,800
Torta do Filtro (Kg/TC)	29,000	29,733	29,000
Imp. Mineral Totais (kg/TC)	8,782	9,670	8,782
Imp. Vegetal Total (%)	4,643	4,087	4,643
Açúcar Red. Total (ART kg/Tc)	141,850	143,561	141,850
Efic. Tempo Geral (%)	82,132	84,709	82,132
Efic. Tempo Ind. (%)	94,812	95,812	94,812
Efic. Tempo Agr. (%)	98,678	98,687	98,678
Efic. Tempo Geral Corrig. (%)	72,060	71,143	72,060
Efic. Tempo Ind. Corrig (%)	93,015	94,283	93,015
Efic. Tempo Agr. Corrig (%)	94,661	89,683	94,661
Horas Queima Própria	60,983	61,998	60,983
Horas Queima Fornecedor	60,939	87,681	60,939
Horas Queima Total	61,099	64,453	61,099
Produtividade Total (t/ha)	69,723	66,988	79,160
Índice Teórico/Produção Real	1,000	0,998	1,000
Efic. Flutuante Açúcar (%)	91,316	90,849	91,316
Efic. Flutuante Álcool (%)	84,202	85,323	84,202
RTC - Recup. Total Corrigido (%)	90,995	91,001	90,995
Efic. PGD (%)	83,226	83,256	83,226

**Tabela 53 – Resultados da Unidade Itapira relativos à safra de 23/04/2012 a 09/12/2012**

Índices	Acumulado até a data final do período		Previsão Safra
	Meta	Realizado	
Cana Moída (ton)	1505010,250	1514587,880	1505010,250
Açúcar Tipo 2B (sacos)	400000,000	338957,000	400000,000
Açúcar Tipo 2D (sacos)	576619,000	645219,000	576619,000
Açúcar Tipo 3 (sacos)	365380,885	436051,000	365380,885
Açúcar Tipo 3B (sacos)	399241,829	377913,000	399241,829
Açúcar Tipo 3C (sacos)	364692,608	406248,000	364692,608
Açúcar Tipo VHP (sacos)	9864,000	9864,000	9864,000
Açúcar Total (sacos)	2115798,322	2214252,000	2115798,322
Álcool Anidro (Lts)	42018176,530	41317100,040	42018176,530
Álcool Hidratado (Lts)	5782267,620	5782267,620	5782267,620
Álcool Total (Lts)	47800444,150	47099367,660	47800444,150
Anidro do Hidratado (Lts)	0,000	5244674,000	0,000
Rend. Fermentação (%)	92,299	91,897	92,299
Rend. Destilação (%)	99,950	99,904	99,950
Unicop Produzida (S/Processo)	3623793,353	3700198,193	3623793,353
Unicop Produzida (C/Processo)	3623793,353	3708181,696	3623793,353
Unicop/TC (C/Processo)	2,408	2,448	2,408
Extração Moenda (%)	94,800	94,494	94,800
Torta do Filtro (Kg/TC)	32,000	32,493	32,000
Imp. Mineral Totais (kg/TC)	7,943	10,796	7,943
Imp. Vegetal Total (%)	5,571	5,033	5,571
Perda na Colheita Man Própria Fa	1,994	1,581	1,994
Perda na Colheita Mec Própria Fa	3,813	1,265	3,813
Açúcar Red. Total (ART kg/Tc)	141,552	142,669	141,552
Efic. Tempo Geral (%)	70,618	77,484	70,618
Efic. Tempo Ind. (%)	93,168	95,261	93,168
Efic. Tempo Agr. (%)	98,314	99,483	98,314
Efic. Tempo Geral Corrig. (%)	64,366	66,072	64,366
Efic. Tempo Ind. Corrig (%)	91,086	92772,000	91,086
Efic. Tempo Agr. Corrig (%)	96,857	97,872	96,857
Horas Queima Própria	70,000	76,648	70,000
Horas Queima Fornecedor	70,000	69,754	70,000
Horas Queima Total	70,000	75,760	70,000
Produtividade Total (t/ha)	78,680	78,074	78,680
Índice Teórico/Produção Real	1,000	1,002	1,000
Efic. Flutuante Açúcar (%)	90,181	90,254	90,181
Efic. Flutuante Álcool (%)	84,153	83,316	84,153
RTC - Recup. Total Corrigido (%)	90,681	90,207	90,681
Efic. PGD (%)	83,267	82,887	83,267

**Tabela 54 – Previsões da Unidade Itapira relativas à safra de 01/04/2013 a 24/11/2013**

<b>Índices</b>	<b>Previsão Safra</b>
Cana Moída (ton)	1548242,940
Açúcar Tipo 2B (sacos)	100000,000
Açúcar Tipo 2D (sacos)	812720,000
Açúcar Tipo 3 (sacos)	1122679,715
Açúcar Tipo 3B (sacos)	297814,774
Açúcar Total (sacos)	2333214,489
Álcool Anidro (L)	49532442,000
Álcool Hidratado (L)	0,000
Álcool Total (L)	49532442,000
Rend. Fermentação (%)	92,414
Rend. Destilação (%)	99,958
Unicop Produzida (S/Processo)	3910043,687
Unicop Produzida (C/Processo)	3910043,687
Unicop/TC (C/Processo)	2,525
Extração Moenda (%)	94,850
Torta do Filtro (Kg/TC)	30,000
Imp. Mineral Totais (kg/TC)	8,150
Imp. Vegetal Total (%)	5,320
Açúcar Red. Total ART (kg/TC)	145,181
Efic. Tempo Geral (%)	82,602
Efic. Tempo Ind. (%)	95,478
Efic. Tempo Agr. (%)	99,090
Efic. Tempo Geral Corrig. (%)	67,134
Efic. Tempo Ind. Corrig (%)	94,318
Efic. Tempo Agr. Corrig (%)	97,013
Horas Queima Própria	65,000
Horas Queima Fornecedor	65,000
Horas Queima Total	65,000
Produtividade Total (t/ha)	81,780
Índice Teórico/Produção Real	1,000
Efic. Flutuante Açúcar (%)	91,055
Efic. Flutuante Álcool (%)	84,922
RTC - Recup. Total Corrigido (%)	91,349
Efic. PGD (%)	84,246