

UNIVERSIDADE DE TAUBATÉ

Giampaolo Foschini Di Donato

**OTIMIZAÇÃO DO USO DE RECURSOS HÍDRICOS EM
UMA USINA DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR
DE CANA DE AÇÚCAR**

Taubaté - SP

2017

UNIVERSIDADE DE TAUBATÉ

Giampaolo Foschini Di Donato

**OTIMIZAÇÃO DO USO DE RECURSOS HÍDRICOS EM
UMA USINA DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR
DE CANA DE AÇÚCAR**

**Dissertação apresentada para obtenção do
Título de Mestre em Ciências Ambientais -
Programa de Pós-graduação em Ciências
Ambientais da Universidade de Taubaté.**

Orientador: Prof. Dr. Marcelo dos Santos Targa

Taubaté - SP

2017

**Ficha catalográfica elaborada pelo
SIBi – Sistema Integrado de Bibliotecas / UNITAU**

D677o Donato, Giampaolo Foschini Di
Otimização do uso de recursos hídricos em uma usina de produção de etanol a partir de cana de açúcar / Giampaolo Foschini Di Donato. - 2017. 120f. : il.

Dissertação (Mestrado) - Universidade de Taubaté, Departamento de Ciências Agrárias, 2017.

Orientação: Prof. Dr. Marcelo dos Santos Targa. Departamento de Ciências Agrárias.

1. Água. 2. Etanol. 3. Otimização. 4. Recurso hídrico. I. Título. II. Ciências Ambientais.

GIAMPAOLO FOSCHINI DI DONATO

OTIMIZAÇÃO DO USO DE RECURSOS HÍDRICOS EM UMA USINA DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE CANA DE AÇÚCAR

Dissertação apresentada para obtenção do Título de Mestre pelo Programa de Pós-graduação em Ciências Ambientais, da Universidade de Taubaté/SP.
Área de Concentração: Ciências Ambientais

Data: 6 de outubro de 2017

Resultado: APROVADO

BANCA EXAMINADORA

Instituição

Prof. Dr. Marcelo dos Santos Targa

UNITAU - Universidade de Taubaté

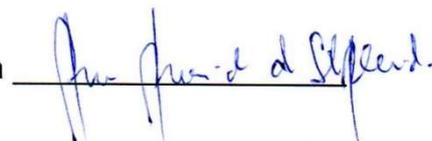
Assinatura



Prof.^a Dr.^a Ana Aparecida da Silva Almeida

UNITAU - Universidade de Taubaté

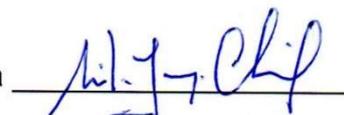
Assinatura



Prof. Dr. Silvio Jorge Coelho Simões

UNESP- Universidade Estadual Paulista

Assinatura



À Beatriz Heloisa de Almeida Di Donato,
que Deus colocou em minha vida há 42
anos, e que sempre me motivou e
estimulou ao contínuo crescimento e
melhoramento espiritual.

Aos meus pais, exemplos de superação de
dificuldades.

Aos meus filhos e neto, constante estímulo
em sempre olhar para o futuro.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Marcelo dos Santos Targa, pela paciência e orientação neste trabalho.

À Professora Ana Aparecida da Silva Almeida, e em seu nome a todos(as) os(a) demais professores(as) do Mestrado em Ciências Ambientais da Universidade de Taubaté, pela dedicação e interesse em nosso crescimento.

Ao Engenheiro Químico Eduardo Ceribeli, profissional dedicado e amigo que tive o prazer de compartilhar alguns anos de trabalho, e que teve a paciência em me auxiliar na análise técnica de assuntos de seu conhecimento mais especializado nesse trabalho.

À usina que propiciou os estudos e seus proprietários, os quais manifestaram apoio no trabalho, dedicaram acesso aos dados e instalações e interesse nas soluções propostas.

OTIMIZAÇÃO DO USO DE RECURSOS HÍDRICOS EM UMA USINA DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE CANA DE AÇÚCAR

Autor: Giampaolo Foschini Di Donato

Orientador: Prof. Dr. Marcelo dos Santos Targa

RESUMO

O presente estudo teve como objetivo avaliar, em um processo industrial de produção de etanol a partir de cana de açúcar, alternativas possíveis para a otimização dos recursos hídricos e consequente redução da captação de água em córregos e subsolo da região, avaliando a viabilidade de alcançar os limites de consumo hídrico definidos na regulamentação ambiental, sem prejuízo à qualidade dos produtos produzidos, a eficiência do processo de conversão e ao equilíbrio financeiro do processo produtivo. Para a análise e resultados, o processo foi avaliado em partes distintas do processo produtivo, desde a moagem até a produção final de etanol, utilizando o balanço hídrico com medições já existentes na usina, medições pontuais realizadas e cálculos teóricos. Também foi avaliada a influência de parâmetros de qualidade da água utilizada e efluentes nos processos internos, com análises do laboratório industrial e externos, visando a melhor eficiência produtiva ou, em outros casos, oportunidades de reuso. O estudo permitiu verificar que o parâmetro definido na regulamentação ambiental de consumo hídrico não superior a 1,0 metro cúbico de água por tonelada de cana processada pode ser alcançado, com ajustes e melhorias de processo em valor compatível com os ganhos esperados. A metodologia, portanto, pode ser aplicada como uma alternativa de análise ao problema que hoje desafia a maioria das usinas Brasileiras, em especial aquelas que, pelo seu porte e antiguidade, dispõem de poucos recursos para alcançar novos patamares de parâmetros ambientais.

WATER RESOURCES OPTIMIZATION IN AN ETHANOL PRODUCTION PLANT FROM SUGAR CANE

Author: Giampaolo Foschini Di Donato

Adviser: Prof. Dr. Marcelo dos Santos Targa

ABSTRACTS

The present study aimed to evaluate, in an industrial process of ethanol production from sugarcane, possible alternatives to optimize water resources and consequent reduction in uptake water from streams and subsoil of the region, allowing to achieve water consumption targets signed by the regulatory agencies, without prejudice to the quality of products, conversion process efficiency and the financial balance of the production process. For the analysis and results, the process was evaluated in different parts of the process, from milling up to final ethanol production, using the water balance with daily process data of the plant, point measurements carried out and theoretical calculations. The influence of water quality and effluent quality parameters in the internal processes was also evaluated, with industrial and external laboratory analyzes aimed at improving productive efficiency or, in other cases, reuse opportunities. The study allowed to verify that the defined parameter of water consumption in the environmental regulation not superior of 1,0 cubic meters per ton of crushed sugar cane can be reached, with adjustments and improvements of process in value compatible with the expected gains. The methodology, therefore, can be applied as an alternative analysis to the problem that today challenges most of Brazilian plants, especially those that, due to their size and antiquity, have few resources to reach new levels of environmental parameters.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	10
2. OBJETIVO	13
3. REVISÃO DA LITERATURA.....	14
3.1- Histórico da evolução da indústria sucro alcooleira no Brasil.....	14
3.2- Produção de etanol carburante no mundo	15
3.3- Processo de produção de etanol.....	16
3.4- Consumo hídrico de usinas de cana de açúcar	17
3.5- Diretrizes legais da área ambiental da indústria da cana de açúcar	18
3.6- Alternativas tecnológicas para redução do consumo de água	20
3.7- Eficiência Energética.....	23
4. MATERIAL E MÉTODOS	25
4.1- Descrição do objeto de estudo.....	25
4.2- Processo industrial simplificado da usina.....	25
4.3- Ciclo hídrico da usina	27
4.3.1- Circuito de Água Clarificada, Sistema de Vapor e Condensado.....	27
4.3.2- Circuito de Água Bruta.....	30
4.4- Metodologia e Sistemas de Medição.....	32
4.4.1- Captação de água	33
4.4.2- Sistema de Vapor e Condensado.....	34
4.4.2.1- Sistema de Geração de Vapor	34
4.4.2.2- Sistema de distribuição de vapor de alta pressão e escape.....	35
4.4.2.3- Sistema de controle da rede de vapor de escape	38
4.4.2.4- Outros usos indevidos e/ou perdas de vapor	39
4.4.2.5- Ganhos com maior eficiência e/ou redução do consumo de vapor	39

4.4.3-	Sistema de Águas Residuárias.....	39
4.4.4-	Sistema de tratamento de águas residuárias	43
4.4.5-	Sistema de destilação – Flegmassa	43
4.4.6-	Sistema de água de refrigeração	45
4.4.6.1-	Sistemas de torres de resfriamento de água.....	46
4.4.6.2-	Sistema de bacia de captação e aspersão.....	49
4.4.7-	Sistema de fermentação - Preparação do fermento.....	52
4.4.8-	Sistema de destilação - Redução da borbotagem na destilaria.....	55
4.4.9-	Sistema de moagem da cana – Embebição	57
4.4.10-	Sistema de lavagem de gases e recuperação de fuligem	58
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	59
5.1-	Captação de água e consumo relativo de água no processo.....	59
5.2-	Sistema de vapor e condensado	64
5.2.1-	Sistema de geração de vapor	65
5.2.2-	Sistema de distribuição de vapor de alta pressão e vapor de escape ...	68
5.2.3-	Sistema de controle da rede de vapor de escape.....	71
5.2.4-	Outros usos indevidos de vapor	73
5.3-	Sistema de águas residuárias	75
5.4-	Sistema de tratamento de águas residuárias	79
5.5-	Sistema de destilação – Flegmassa.....	81
5.6-	Sistema de água de refrigeração	86
5.6.1-	Sistemas de torres de resfriamento de água.....	87
5.6.2-	Sistema de bacia de captação e aspersão	94
5.7-	Sistema de fermentação - Preparação do fermento.....	97
5.8-	Sistema de destilação - Redução da borbotagem na destilaria	100
5.9-	Sistema de moagem da cana – Embebição.....	102
5.10-	Sistema de lavagem de gases e recuperação de fuligem.....	104

5.11-	Ampliação da capacidade de tratamento de água	105
5.12-	Necessidades de investimentos e manutenção	108
Tabela 13: Necessidade identificada de investimentos para redução do consumo de água		108
5.13-	Redução avaliada de captação de água	110
5.14-	Outros ganhos ambientais	111
5.14-	Outros ganhos operacionais	112
6.	CONCLUSÃO	113
	REFERÊNCIAS	115

1. INTRODUÇÃO

A indústria sucro-alcooleira no Brasil ganhou grande desenvolvimento na segunda metade da década de 1970 com o advento da primeira grande crise mundial do petróleo e a instituição do programa do “pró-álcool” pelo Governo Federal pelo decreto nº 76.593 de 14 de novembro de 1975 (BRASIL, 1975) (LAMONATO, 2014). Neste momento, diversas usinas de açúcar existentes foram ampliadas para a produção de etanol e muitas outras foram construídas para a produção somente de etanol. Até o final da década de 1970, a produção para fins automotivos se concentrava somente em álcool anidro para mistura à gasolina. No final de 1979 foi lançado, para o mercado consumidor, o primeiro automóvel movido exclusivamente à etanol hidratado, impulsionando mais ainda o segmento da indústria sucro-alcooleira.

Na década de 1980, houve queda de popularidade do “pró-álcool”, e algumas destas novas usinas foram adaptadas para produção também de açúcar, outras mantiveram a configuração se mantendo com as dificuldades econômicas e outras paralisaram temporariamente suas atividades. A partir de 2003, com a tecnologia dos motores automotivos ciclo Otto flex – gasolina e álcool, a indústria do etanol voltou a ganhar um novo impulso, mas as dificuldades econômicas foram mantidas ao longo dos anos, dificultando em especial novos investimentos em tecnologia.

Em todo o mundo, a demanda por fontes hídricas cresceu de forma mais intensa a partir da Revolução Industrial, trazendo também um aumento da população em áreas urbanas e implantação de indústrias em locais, pouco ou nunca habitados anteriormente (ALMEIDA, 2011). Com a indústria sucro alcooleira no Brasil não foi diferente. O uso do insumo água nestes processos industriais sempre foi fácil no passado, seja pela abundância do recurso e pelo grande interesse social e político desse tipo de indústria que usava mão de obra intensiva, gerando grande quantidade de postos de trabalho, com a consequente facilidade de obtenção das outorgas de captação e não raras situações históricas de captação sem licenciamento ou outorgas prévias. Em geral, as usinas captam água de rios, córregos ou represas, mas não raro se encontram também captações do subsolo em poços profundos.

O Governo do Estado de São Paulo já fixou metas de redução do consumo de água na indústria sucro-alcooleira entre 0,7 e 1,0 m³/ton de cana processada,

conforme a região de produção, de acordo com a Resolução SMA-88/08 (SÃO PAULO, 2008), seja para os novos empreendimentos, ampliações de instalações ou quando da renovação de licenças ambientais.

A quase totalidade das usinas em operação não cumpre este requisito, com consumos que variam até 12 m³/ton de cana processada, dependendo da complexidade do processo, antiguidade das instalações e localização geográfica (WALTER, 2008; ELIA NETO, 2009).

Além das exigências dos órgãos reguladores, o déficit hídrico ambiental se agravou nos últimos anos de estiagem e já alcançou diversas usinas no País, algumas com a efetiva indisponibilidade do insumo nos níveis atuais e outras com a sensível perda de qualidade da água captada em função de resíduos domésticos e industriais não tratados que são lançados nessas fontes.

A usina em estudo produz somente etanol hidratado, anidro e fermento, sem produção de açúcar; possui alguns melhoramentos históricos para redução de consumo de água fruto de exigências ambientais indiretas, mas longe de ser um processo otimizado. Vem passando por processos de crescimento não ordenados ao longo do tempo buscando mais escala e manutenção de sua viabilidade econômica. Pretende consolidar uma moagem de dois milhões de toneladas nos próximos dois ou três anos, mas em função de dificuldades econômicas do setor, as ampliações têm sido feitas por ajustes pontuais e eliminação de gargalos operacionais. É um espelho da situação de mais de centena de usinas no País.

Dessa forma, é de fundamental importância o desenvolvimento de estudos de alternativas para redução de consumo de água em usinas já em operação. Estas instalações precisam encontrar soluções econômicas, dentro de suas restrições de mercado e financeiras, para se adequarem às novas exigências ambientais. São mais de uma centena de pequenas usinas que estão ameaçadas de não conseguirem alcançar metas de redução e com isso terem seu funcionamento suspenso.

Pretende-se verificar se existe viabilidade, sem investimentos que prejudiquem a sustentabilidade do processo produtivo, de alcançar os parâmetros de exigências legais de captação de água. Caso só estas ações não sejam suficientes, ou em uma

segunda etapa de exigência legal, outros estudos deverão ser realizados no futuro para processos que viabilizem menor utilização de recursos hídricos.

Apesar de o estudo se aplicar tão somente à uma usina localizada na região noroeste do Estado de São Paulo, se pretende ao longo do trabalho descrever processos analisados e metodologias aplicadas, que permitam estudos semelhantes em outras usinas, para permitir a possibilidade de análise de viabilidade técnica e econômica de implantar medidas de progressiva relação custo e benefício, em função de variáveis tecnológicas presentes no processo industrial e na realidade social e econômica de cada usina.

2. OBJETIVO

O objetivo principal do presente estudo é avaliar o ciclo hídrico de uma usina de etanol a fim de diagnosticar etapas que possam ser otimizadas para a redução de consumo da água, a recuperação e reuso de correntes e aumento da eficiência de seu processo produtivo e de forma sustentável ambientalmente.

Também é objetivo secundário, identificar as necessidades de investimento ou melhorias para que os limites sejam alcançados, assim como oportunidades de ganhos econômicos com melhorias do processo que sustentem os gastos necessários para menor consumo de recursos hídricos.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1- Histórico da evolução da indústria sucro alcooleira no Brasil

O desenvolvimento da indústria sucro alcooleira no Brasil não foi feita de modo planejado. Usinas foram construídas e ampliadas, ao longo de anos, com o mínimo investimento possível, com equipamentos muitas vezes projetados e construídos na própria empresa sem projetos detalhados, e com sistemas de baixa eficiência. Quando ocorriam necessidades ou oportunidades de expansão de capacidade, projetos eram simplesmente clonados e duplicados, sem preocupações de otimização por escala.

Oriunda desde os tempos do Brasil Colônia concentrada na região nordeste, a indústria sucro alcooleira ganhou grande desenvolvimento na década de 1970, com o advento da primeira grande crise mundial do petróleo e a instituição do primeiro programa do “pró-álcool” pelo Governo Federal. Neste momento, diversas usinas de açúcar existentes foram ampliadas para a produção de etanol e muitas outras foram construídas para a produção somente de etanol, em especial no Estado de São Paulo, em função da sua condição climática favorável, topografia adequada e próximo ao grande mercado consumidor de combustíveis automotivos (GORDINHO,2010).

Problemas com continuidade de abastecimento geraram descrédito do programa na segunda metade da década de 1980, gerando um longo período sem muito desenvolvimento do setor e algumas usinas sendo adaptadas para também produção de açúcar. Somente em 2003 com a introdução da tecnologia dos motores automotivos ciclo Otto-flex – gasolina e álcool, a indústria do etanol volta a ganhar um novo impulso (LAMONATO, 2014), apesar de que sem novos investimentos significantes em tecnologia nos processos de produção.

A Figura 1 apresenta histórico de dados de moagem de cana, produção de açúcar e produção de etanol no Brasil a partir da safra de 1980.

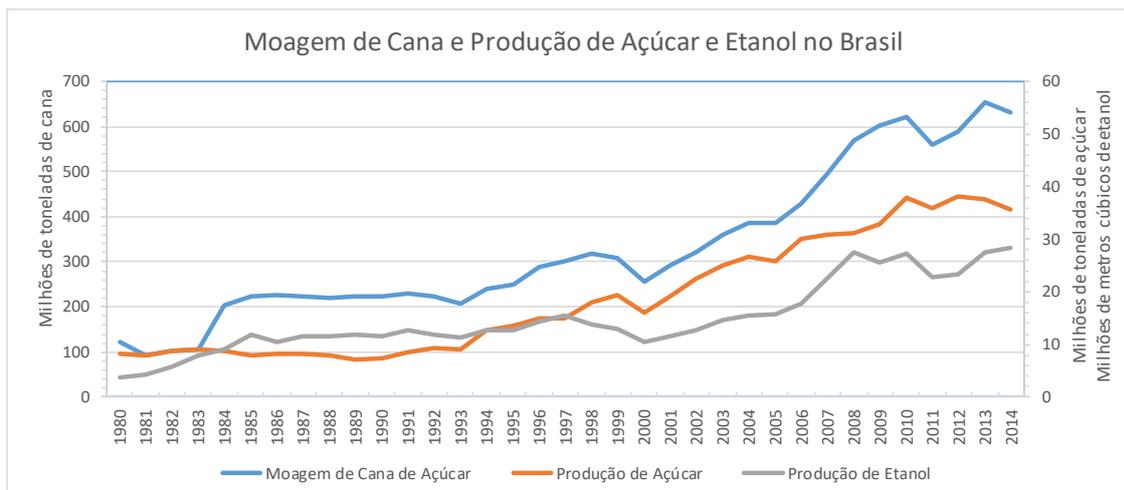


Figura 1 – Moagem de Cana e Produção de Açúcar e Etanol no Brasil
Fonte: (UNICA, 2015)

3.2- Produção de etanol carburante no mundo

Etanol tem sido o combustível alternativo utilizado em larga escala no mundo. O Brasil teve hegemonia na produção de etanol carburante até meados da primeira década do século XXI, quando os Estados Unidos da América (EUA) superou a produção total Brasileira no seu programa governamental de redução da dependência energética. Nesta década a produção de etanol carburante nos EUA multiplicou por oito, em virtude de incentivos e incremento do etanol na mistura com gasolina, tendo como matéria prima principal o milho, face a condições climáticas daquele País que não favorecem a produção agrícola de cana de açúcar. (MAFIOLETTI, 2011).

Para o final da segunda década do século XXI, as projeções indicam que a Comunidade Econômica Européia consolidará a posição de terceiro maior produtor mundial de etanol carburante, com projeção de aumentar a sua produção em 266%, utilizando milho e beterraba como principais fontes de matéria prima. A China também se consolida nesta década como o quarto maior produtor mundial, com projeção de incrementar a sua produção em 287% utilizando milho como matéria prima. Índia, Canadá e Tailândia devem manter até o final da década os postos atuais de quinto, sexto e sétimo maiores produtores mundiais de etanol carburante, todos também com incremento de produção (URBANCHUK, 2012). Esta amostra configura claramente a importância desse processo produtivo para a energia mundial.

3.3- Processo de produção de etanol

O processo tradicional de produção de etanol de a partir da cana de açúcar consiste, de forma simplificada, nas seguintes etapas de processo: (HUGOT, 1986); (REIN, 2007).

- Moagem da cana de açúcar extraíndo o caldo. Nesta fase, a moagem se faz em sucessivas etapas, incluindo a adição de água nas etapas finais em contracorrente, processo conhecido como “embebição”, para maximizar a extração dos açúcares ainda presentes no bagaço.

- Tratamento do caldo, que consiste em aquecimento do caldo em temperaturas elevadas para eliminação de micro-organismos e adição de produtos que facilitam a decantação de material sólido presente no caldo após a moagem.

- Em também havendo produção de açúcar no processo industrial, o caldo já tratado é evaporado de forma controlada e nesse processo cristais de açúcar vão se formando na mistura e o produto final evaporado é centrifugado em filtros para a retenção do açúcar cristalizado e liberação do resíduo final não cristalizado, conhecido na indústria como “mel” ou “melado”. Este mel é diluído em água e levado para fermentação com o objetivo de transformar em etanol todo o açúcar remanescente e não cristalizado.

- Em não havendo produção de açúcar todo o caldo tratado é levado para fermentação em vasos de pressão chamados de “dornas”, processo que vai transformar o açúcar presente no caldo em etanol. O produto fermentado é centrifugado para recuperação do fermento e o líquido final é conhecido na indústria como “vinho”.

- O vinho segue finalmente para o processo de destilação, em diversas etapas, com o objetivo de separação do etanol. A concentração e pureza do etanol depende do grau de destilação aplicado, em número de etapas. O resíduo final é denominado “vinhaça”.

3.4- Consumo hídrico de usinas de cana de açúcar

O consumo de água em tempos históricos, somente na parte da indústria e sem considerar a atividade agrícola, alcançava cifras superiores a 22 m³/ton de cana processada, baseando tal número com estudos técnicos teóricos de consumo (ELIA NETO, 2009) e ciclos hídricos totalmente abertos. Esta era a prática da indústria mais rudimentar, com uso de água não tratada no processo, sendo clarificada somente a água para uso na geração de vapor, historicamente em baixa pressão e sem recuperação de condensado.

Os primeiros investimentos que visavam fechar circuitos de água, reduzindo captação e descarte, não foram feitos com o objetivo de menor utilização do recurso hídrico e sim evitar a perda de açúcar nestas correntes, tentando melhorar a eficiência produtiva do processo. Investimentos de cunho mais ambiental no setor só passaram a ser executados quando pressões das agências reguladoras de meio ambiente iniciaram questionamento sobre o descarte de efluentes hídricos, emissões atmosféricas e contaminação de solos. Entretanto, as maiores dificuldades para atender estes requisitos sempre estiveram baseadas no fato dos projetos originais não terem sido elaborados com o viés de preservação ambiental.

O consumo efetivo de água de cada usina varia em função de diversos fatores, entre eles a complexidade de cada usina, se ela produz açúcar e/ou etanol, quais tipos de cada produto e o mix percentual de cada produto na produção total. Portanto, é difícil fazer uma avaliação comparativa entre usinas com perfis diferentes, devendo ser feito uma correção comparativa com base no estudo técnico de consumo teórico de água utilizado (ELIA NETO, 2009).

Em estudo sobre consumo de água em usinas sucro alcooleiras em Alagoas (BUARQUE, 2003), mostra que os resultados variam de forma significativa entre diversas usinas, entre 0,7 a 12,2 m³/ton de cana processada, de acordo com maior ou menor grau de recirculação de água.

Mesmo com todos os avanços ao longo dos anos, um amplo estudo sobre a sustentabilidade do bio-etanol Brasileiro avaliou o processo industrial como a pior fase de toda a cadeia produtiva em termos de qualidade e quantidade de água (WALTER,

2008), com resultados em média de 5 m³/ton de cana processada e melhores resultados na faixa de 1,83 m³/ton de cana processada.

Outro estudo do Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS, 2013), apresenta uma nova tabela de referenciais de consumo de água nas etapas produtivas da indústria sucro alcooleira, com um total 15 m³/ton de cana processada em circuitos totalmente abertos, apresentando as razões para a divergência entre os valores de referência anteriormente citados (ELIA NETO, 2009), indicando tecnologias diferentes de lavagem de cana e condensadores. Ressalta, ainda, a viabilidade de diversas oportunidades de otimização de circuitos, assim como lembra da importância dessa evolução na realidade Brasileira, já que a produção etanol a partir da cana de açúcar envolve, no processo industrial, por sua natureza, um consumo teórico de água quase 4 vezes superior à produção a partir do milho.

Apesar de haver poucos estudos comparativos com dados bem consolidados entre todo o parque de usinas do País, alguns estudos técnicos versam sobre o tema e indicam que algumas usinas de ponta no País recém-construídas ou que puderam investir em modernização com novas tecnologias, já alcançaram consumo específico até mesmo inferior a 1 m³/ton de cana processada (ELIA NETO, 2013). Entretanto, esta realidade ainda é distante da grande maioria das usinas Brasileiras, em função de defasagem tecnológica e dificuldades econômicas que impedem a realização de investimentos.

3.5- Diretrizes legais da área ambiental da indústria da cana de açúcar

Diretrizes legais efetivas que venham a estimular um consumo consciente da água no Brasil são recentes. Somente com a atual Constituição Federal (BRASIL, 1988) surge a clara disposição de que os recursos hídricos são finitos e que compete à União legislar e gerir os recursos hídricos, cujos direitos e deveres serão divididos com os estados e municípios onde os cursos d'água se encontram. Em complemento, a Lei nº 9.433, em 1997 instituiu a Política Nacional dos Recursos Hídricos – PNRH (BRASIL, 1997), a qual reconhece a água como um recurso natural limitado, como um bem de domínio público e dotado de valor econômico, portanto a cobrança pelo seu uso configura-se em um poderoso instrumento de gestão.

Na data de promulgação da atual Constituição Federal (BRASIL, 1988), a indústria sucroalcooleira Brasileira já operava com um patamar de moagem ao redor de 220 milhões de toneladas de cana (ÚNICA, 2015). Não existe uma informação muito exata do nível de consumo de água nessa data pelas indústrias de transformação da cana em açúcar e etanol. O patamar de moagem Nacional havia dobrado em relação aos dados de 5 anos antes em função do Programa Nacional do Álcool Combustível - PROALCOOL, mas o recrudescimento da política fazia a indústria estar estagnada e certamente ainda com alto grau de ineficiência, inclusive no que se refere à captação e otimização de água nos processos industriais. Mesmo se considerarmos um consumo hipotético de 50% do referencial teórico (ELIA NETO, 2009), a captação de água para estes processos alcançava cifra a 2 bilhões de metros cúbicos por ano.

Exigências ambientais crescentes, não somente referente à captação de água, mas também a correta disposição dos efluentes hídricos e emissões gasosas, foram obrigando a indústria sucro alcooleira a ir se adaptando à uma nova realidade.

Em 2008, o Governo do Estado de São Paulo emitiu a Resolução SMA-88/08 (SÃO PAULO, 2008), a qual define diretrizes técnicas para o licenciamento de empreendimentos do setor sucroalcooleiro no Estado de São Paulo, segregando a área do Estado em diversas regiões, conforme a disponibilidade dos recursos hídricos, conforme Figura 2. Nas regiões consideradas como “adequadas” ou “adequadas com limitações ambientais”, artigos 2º e 3º da Resolução SMA-88/08, o licenciamento de novos projetos está condicionado a um consumo máximo de 1 m³/ton de cana moída. Nas regiões consideradas como “adequadas com restrições ambientais”, artigo 4º da Resolução SMA-88/08, este limite está reduzido para um consumo máximo de 0,7 m³/ton de cana moída. Em ambos os casos, para usinas existentes, a Resolução SMA-88/08 determina que em caso que as mesmas venham a solicitar ampliação de capacidade, estes mesmos limites se aplicarão, devendo as indústrias apresentar um cronograma de adequação. Nas regiões consideradas como “inadequadas”, artigo 7º da Resolução SMA-88/08, novos projetos ou ampliações não são permitidas, obrigando ainda que por ocasião das renovações das licenças ambientais, realizadas a cada 3 anos, que usinas localizadas nessas regiões venham a se adequar ao limite de 0,7 m³/ton de cana.

A mesma Resolução SMA-88/08, em seu artigo 8º, concede que as adequações possam ser realizadas em prazo de até 15 anos da publicação da resolução para as usinas que estejam em conformidade com o protocolo agroambiental.



Figura 2 – Zoneamento Agroambiental do Setor Sucroenergético
Fonte: Secretaria do Meio Ambiente do Estado de São Paulo (São Paulo, 2008)

3.6- Alternativas tecnológicas para redução do consumo de água

A principal ferramenta para o estudo do consumo de água na produção de etanol é a realização do balanço hídrico do processo produtivo global e em etapas (SILVA, 2011). De forma complementar, a utilização de balanço de massa e energia em algumas etapas do processo podem viabilizar propostas de otimização tecnicamente viáveis e sem prejuízo à eficiência do processo e qualidade dos produtos (CUNHA, 2010).

Existem diversas práticas para o tratamento e recuperação de águas residuárias para permitir o seu reuso para fins humanos ou industriais. MIERZWA (2005) detalha as práticas mais usuais, aplicadas para diferentes tipos de contaminantes e possíveis correções, como filtração, centrifugação, precipitação

química, coagulação, flotação, oxidação, redução química, tratamentos biológicos aeróbicos e anaeróbicos, adsorção em carvão ativado, osmose reversa, troca iônica e outras. As técnicas se aplicam em diferentes combinações conforme a natureza dos componentes e a destinação a que se aplica. CARVALHO (2015) analisa também algumas dessas combinações de tratamentos como viáveis para diversos tipos de águas residuárias e possíveis aplicações de reuso.

Um exemplo bem marcante da viabilidade dessas técnicas em uso maciço é o projeto Aquapolo, implantado em 2012, que hoje fornece 1 m³/s (86.400 m³/dia) de água de reuso tratada para o Polo Petroquímico da Região do ABC – SP por meio do uso da técnica de membranas a partir dos efluentes da estação de tratamento de esgoto de São Caetano – SP (AQUAPOLO, 2012).

As estações de tratamento de efluentes das empresas, que historicamente eram relegadas a segundo plano, ganham importância e podem passar a ser fatores-chaves de sucesso na redução de consumo de recursos hídricos. WEBER (2010), apresenta um caso em que a necessidade de melhorar a eficiência de uma estação de tratamento de efluentes em uma fábrica de papelão para embalagens, acabou encontrando como solução o reuso de correntes hídricas contaminadas no próprio processo industrial reduzindo o volume de água captada e posteriormente tratada para lançamento final nos corpos hídricos receptores.

Nem todas as soluções precisam ser dispendiosas e complexas. Um estudo de tratamento de esgoto com combinação de pequenos digestores anaeróbicos e filtros de areia (TONETTI, 2012), nos mostra como soluções pontuais simples podem alcançar resultados positivos para tratamento de efluentes, alcançando padrões de descarte que também permitiriam outros usos.

Esta mesma abordagem de reutilização interna é muito utilizada na indústria da cana de açúcar, em especial nas usinas que possuem integração de produção de açúcar e etanol. Quando esse mix de produção está presente, a viabilidade de correntes para reutilização se amplia. Um amplo estudo Sul Africano (MEYER, 2011) apresenta referências internacionais de boas práticas para otimização dos processos na indústria da cana, inclusive água, sintetizando boas práticas e lembrando que a cana em si que entra na usina já contém 70% de água em sua própria natureza, e que

cada litro de água captado a mais significa um litro a mais para ser tratado antes de despejo, o que incrementa custo e riscos ambientais.

No caso de usinas de produção somente de etanol, toda a água presente na própria cana e mais parte da água captada para o processo acaba indo para o processo de destilação e saindo contaminada na forma de vinhaça. A vinhaça normalmente não passa por processo de tratamento e é utilizada como fertilizante na irrigação, mas sua aplicação é complexa, de alto custo, precisa ser altamente controlada por conta dos riscos ambientais de uma aplicação mal planejada (MELISSA, 2007) e só pode ser aplicada em janela de tempo muito curta do processo de crescimento da cana. Processos de redução de volume via concentração por evaporação, viabilizam recuperar até 80% da água presente na vinhaça, o que representa redução de captação de água para o processo da usina e redução dos custos de transporte da vinhaça para áreas de aplicação como fertilizante, sem prejuízo das propriedades fertilizantes e melhor controle da aplicação (CARVALHO, 2010), mas ainda é um processo de elevado investimento que poucas usinas já implementaram.

Outro foco, no caso da vinhaça, é trabalhar na viabilidade de reduzir a geração, o que pode ser conseguido por processos de melhoria da etapa de preparação de caldo e fermentação (OLIVEIRA, 2012) e/ou uso de refeedores das colunas de destilação (BAUM, 2011).

A usina em estudo produz somente etanol hidratado e anidro, sem produção de açúcar, situação que reduz as alternativas viáveis de reuso de correntes internas. Possui alguns melhoramentos históricos para redução de consumo de água fruto de exigências ambientais indiretas, mas longe de ser um processo otimizado. O consumo de água atual está ao redor de 1,7 m³/ton de cana processada, mas precisa alcançar o parâmetro de 1,0 m³/ton de cana processada estabelecido pelo Governo do Estado de São Paulo na Resolução SMA-88/08 (SÃO PAULO, 2008).

Na busca pela maior otimização e eficiência dos processos, o setor começa a se profissionalizar. Grandes grupos iniciam um processo de crescimento pela aquisição de usinas menores, desativando algumas usinas de baixa eficiência e realizando ampliações em usinas buscando ganhos de escala e projetos de cogeração

de energia. Estas modificações é que vieram permitir a redução da necessidade de captação de água aos níveis atuais. Algumas unidades produtoras já alcançam resultados inferiores a 1 m³/ton de cana processada (ELIA NETO, 2013) e até mesmo nos limites inferiores designados pela Resolução SMA 88/08 (SÃO PAULO, 2008). A opção pela intensificação do reuso também é uma das práticas adotadas, e pelo ponto de vista ambiental é uma opção muito interessante, pois não só diminui o consumo de água como também permite a conservação das fontes hídricas e pode reduzir, em paralelo, a carga poluente nas emissões, inculcando uma mentalidade de uso racional da água (ALMEIDA, 2011).

Tal realidade, entretanto, ainda não é a prática geral das 366 usinas que hoje operam no País (NOVACANA, 2015). Muitas ainda possuem alguns circuitos abertos e consumo de água distante dos referenciais desejados.

3.7- Eficiência Energética

A eficiência energética das Usinas ao longo do tempo e a busca por melhorias também tem evolução lenta e parecida com as iniciativas de redução de consumo hídrico. As usinas usam geração de vapor própria para as suas necessidades energéticas a partir da queima de bagaço de cana em caldeiras, gerando em paralelo também energia elétrica para as suas necessidades (HUGOT, 1986); (REIN, 2007).

O bagaço residual da moagem também era um problema ambiental. Servia em alguma escala como ração animal, mas esse consumo precisa ser feito em pouco tempo após a moagem, para evitar fermentação excessiva e deterioração dos resíduos de açúcar para essa aplicação. Deste modo, a queima também era uma solução e de preferência em nível de consumo que não gerasse falta ou sobra, com baixa eficiência energética (CAMARGO, 1990).

Por questões de limites de resistência de materiais metalúrgicos mais econômicos, o padrão das caldeiras mais antigas, e muitas ainda em uso até hoje, é de geração de vapor entre 20 e 21 Kgf/cm². Nesse nível, apesar de inúmeras variáveis que podem afetar esse rendimento, como umidade do bagaço (referencial de umidade na faixa de 50%), condições técnicas das caldeiras, temperatura de água de alimentação, entre outras, autores indicam e o setor costuma utilizar como referência

a necessidade de 500 kg de bagaço para cada tonelada de vapor gerado (CAMARGO,1990).

Outro estudo mais amplo e de referência internacional indica a necessidade de uma faixa entre 416 e 555 kg de bagaço com 50% de umidade para cada tonelada de vapor gerado a depender do tipo de caldeira, considerando a necessidade efetiva de transmissão de calor de 645 Kcal/Kg de vapor gerado a partir de água de alimentação na temperatura de 90°C. (HUGOT 1986).

Em estudo mais recente em uma usina no Brasil, dados coletados demonstram um consumo de 459 Kg de bagaço por tonelada de vapor geral em um sistema de produção misto com caldeiras de 21 Kgf/cm² (53% da produção) e 42 Kgf/cm² (47% da produção), tendo água de alimentação na faixa de temperatura entre 115°C e 120°C (MANDALOUFAS, 2010).

De modo semelhante, REIN (2007) também indica referenciais de cálculo para consumo energético histórico ao redor de 500 Kg de bagaço para cada tonelada de vapor produzida em pressão de 21 Kgf/cm² e queima sobre grelha, situação semelhante à da usina em estudo. Condições de melhor eficiência só seriam alcançáveis com sistemas mais modernos de cogeração, mas esta condição exige investimentos elevados, o que não seria o objeto do nosso estudo. Deste modo, este foi o valor utilizado como referencial para cálculos de consumo de bagaço no presente estudo.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1- Descrição do objeto de estudo

O estudo foi desenvolvido em usina de produção de etanol na região noroeste do Estado de São Paulo que processa historicamente ao redor de 1,5 milhões de toneladas de cana por safra, com estudos e ajustes já realizados e licença ambiental já concedida de ampliar sua capacidade para 2,0 milhões de toneladas de cana por safra.

A usina está situada na Bacia Hidrográfica dos Rios Turvo e Grande, cujo comitê (CBH-TG) foi criado em 30 de dezembro de 1991. Trata-se de uma região cujas principais atividades econômicas são agrícolas e industriais (SISTEMA, 2017). A região apresenta degradação dos recursos hídricos superficiais, em especial por erosão associada à atividade agrícola, poluição por esgoto doméstico e intensidade da utilização dos recursos superficiais. Quase 77% dos municípios da região da bacia tem abastecimento de água para consumo humano oriundo de água subterrânea, em função do aquífero Guarani presente em toda a área da bacia. (COMITÊ DA BACIA HIDROGRÁFICA TURVO/GRANDE, 2017).

Trata-se de uma instalação que produz etanol hidratado e anidro para fins combustíveis, convertendo ainda a levedura excedente do processo de fermentação do etanol para a produção de fermento alimentar animal.

4.2- Processo industrial simplificado da usina

O esquema simplificado de produção de etanol e levedura seca na usina onde o estudo foi desenvolvido está apresentado na Figura 3.

O ciclo industrial da cana inicia com a recepção e moagem da mesma, produzindo um caldo. Para maximizar a extração do açúcar, que no caso é feita em 4 estágios de esmagamento, a partir do segundo estágio é adicionada água externa para maior umidificação do bagaço e maximizar a solubilização da sacarose.

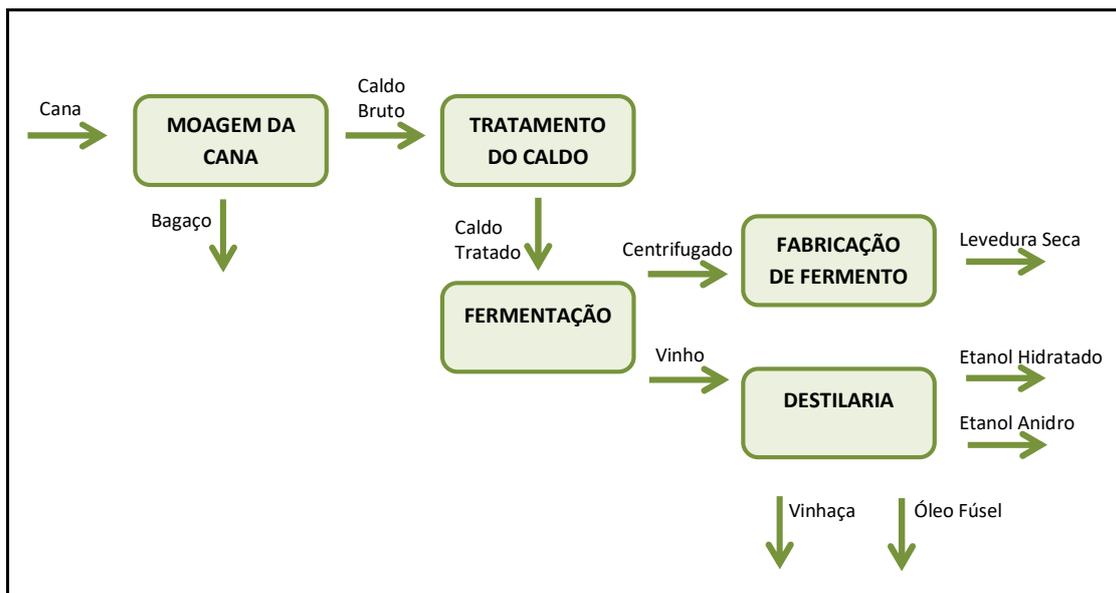


Figura 3 – Esquema simplificado do processo produtivo na usina em estudo

Em seguida o caldo passa por um processo de tratamento que consiste essencialmente em aquecimento até temperatura que permita a esterilização da vida biológica que acompanha a cana que vem do campo e adição de produtos químicos para decantação de impurezas.

No caso da usina, que não produz açúcar, todo o caldo tratado segue para a etapa de fermentação, onde levedura ativada é adicionada ao mesmo e passa por um ciclo de tempo em temperaturas controladas para a transformação máxima do açúcar em etanol. O resultado dessa mistura passa ao final por uma bateria de centrífugas para separação do vinho (mistura líquida com teor alcóolico) e do material centrifugado, composto de alta concentração de leveduras. Parte da levedura retorna ao processo de fermentação após seu tratamento e a outra segue para secagem na fábrica de fermento.

O vinho segue para a destilaria, onde em uma sequência de processos de destilação é obtido o etanol hidratado carburante e, posteriormente, com auxílio de outros compostos e colunas de destilação, parte do etanol hidratado sofre a secagem final para a produção de etanol anidro, que é adicionado à gasolina.

A destilaria da usina também produz, indiretamente, o óleo fúsel, nome dado a um subproduto que é constituído de álcoois (álcool etílico e superiores), furfural, aldeídos, ácidos graxos e outros componentes. De forma indireta ele acaba por ser

produzido em proporções que variam de 0,05% a 0,2% do montante de etanol produzido, e varia em função da natureza e qualidade da matéria-prima e da qualidade do álcool produzido. É vendido para outras empresas de refinação que extraem seus componentes para obtenção de substâncias químicas.

A vinhaça é o resíduo final da destilação do vinho, em proporção volumétrica que varia de 12 a 18 litros de vinhaça por litro de etanol, dependendo da natureza da matéria-prima processada. É normalmente destinada para a fertirrigação do solo e sua composição é predominantemente de água, resíduos de etanol e outros nutrientes.

4.3- Ciclo hídrico da usina

O ciclo hídrico da usina em estudo inclui duas fontes primordiais de água no processo: (a) a água captada em corpos hídricos próximos e; (b) a água incorporada da própria cana de açúcar.

Ao iniciarmos a proposta de estudo, a informação preliminarmente recebida era que a água captada representaria algo em torno de 1,7 m³/ton de cana processada. De acordo com a localização geográfica da Usina, a usina precisa alcançar a razão máxima de 1,0 m³/ton de cana processada de acordo com a Resolução SMA-88/08 (SÃO PAULO, 2008), já que a usina está em região caracterizada como “adequada com limitações ambientais”.

4.3.1- Circuito de Água Clarificada, Sistema de Vapor e Condensado

No caso da usina em estudo, parte da água captada é tratada e clarificada em uma estação e tratamento de água convencional e posterior abrandamento. Internamente na usina é denominada como “água clarificada”. A Figura 4 apresenta de forma simplificada o circuito interno da parcela de água captada que é tratada nesta estação.

Como pode ser observado na Figura 4, a grande parcela da água captada que é tratada se destina à produção de vapor, condição essencial de trabalho para as caldeiras. Uma pequena parcela de água tratada segue para uso como fluido

refrigerante de alguns condensadores da destilaria, cujo detalhe construtivo não permite fácil abertura para limpeza e, portanto, necessitam de água sem impurezas.

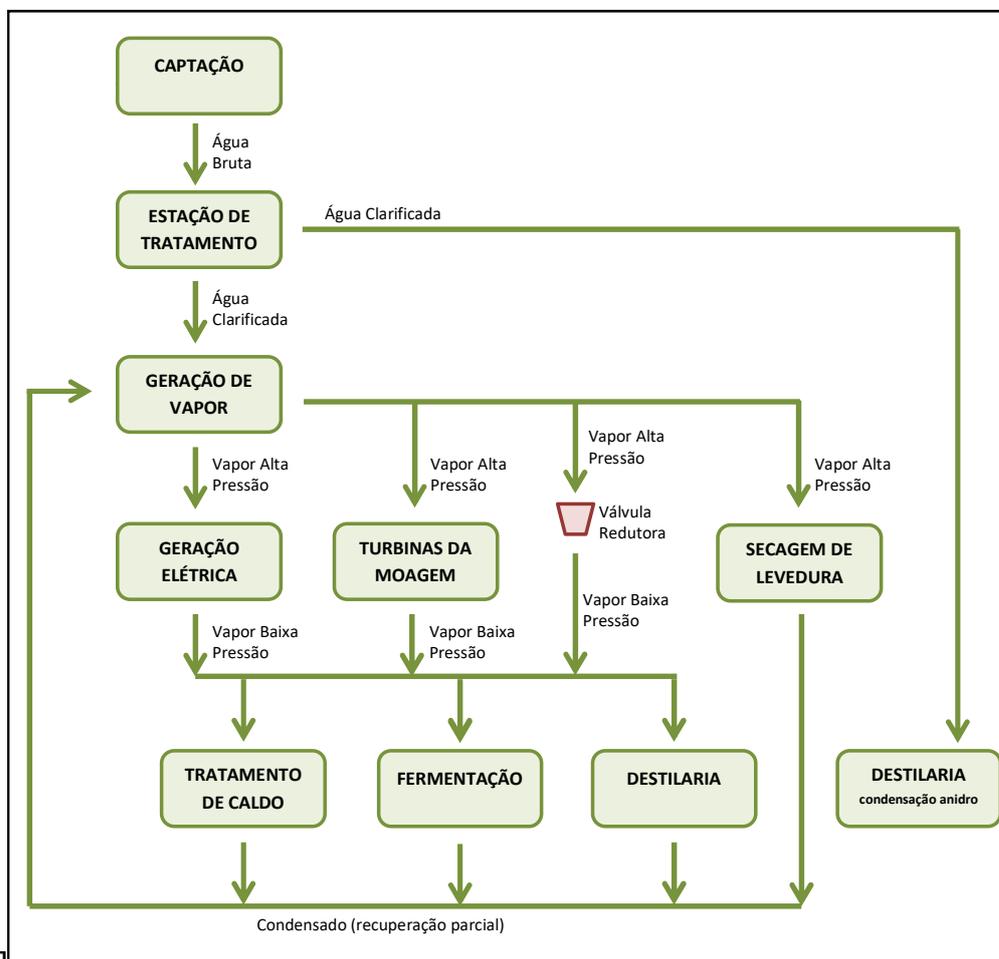


Figura 4 – Circuito de água clarificada

A Figura 5 apresenta etapas da estação de tratamento de água, mostrando o aspecto da água na entrada do tratamento e logo após a clarificação (antes do abrandamento).



Figura 5 – Aspecto visual da água na entrada (direita) e saída (esquerda) do processo de clarificação

O vapor, em nível da alta pressão da usina (aproximadamente 21 Kgf/cm²), é utilizado essencialmente na geração interna de energia elétrica e no acionamento das grandes turbinas que fazem parte do sistema de moagem. Uma pequena parcela, aproximadamente 5%, é utilizada no processo de secagem de levedura e, por segurança, no acionamento de um dos conjuntos turbo bombas de alimentação de água das próprias caldeiras. Todas essas turbinas operam em sistema de contrapressão e produzem o vapor de baixa pressão (aproximadamente 1,5 Kgf/cm²), que é utilizado em todo o restante do processo de produção em especial como fluido térmico de aquecimento. Na usina, este vapor de baixa pressão é denominado “vapor de escape”.

Parte do vapor é finalmente recuperado em forma de condensado e retorna para a produção de vapor, mas na situação atual da usina somente uma parte do condensado é recuperado, forçando uma reposição contínua (make up) elevada de água tratada fresca. A água tratada e não recuperada é em parte perdida por evaporação ou incorporada à vinhaça ou ao fluxo de águas que são descartadas, denominadas na usina como “água residuária”.

O estudo do sistema de vapor, que inclui a geração e vapor, redes de distribuição de vapor de alta pressão e vapor de escape, rede de recuperação de condensado e perdas será estudado em detalhe, por representar vital importância na

busca de otimização do processo. Mesmo em sistemas industriais bem estruturados, estes sistemas notadamente apresentam importantes oportunidades de otimização, seja por deficiências do projeto original ou pequenas modificações que vão sendo feitas ao longo do ciclo operacional das instalações sem uma análise global do sistema, e estudos de melhorias mostram que perdas de água e energia nos sistemas de vapor podem representar ganhos econômicos e ambientais expressivos (SERRA, 2006).

4.3.2- Circuito de Água Bruta

A outra parcela de água captada é utilizada sem tratamento, denominada na usina como “água bruta”, e aplicada de forma ampla por todo o processo, em especial na própria umidificação da cana a partir do segundo estágio de moagem, como água de refrigeração em diversos circuitos internos, e outros usos (Figura 6).

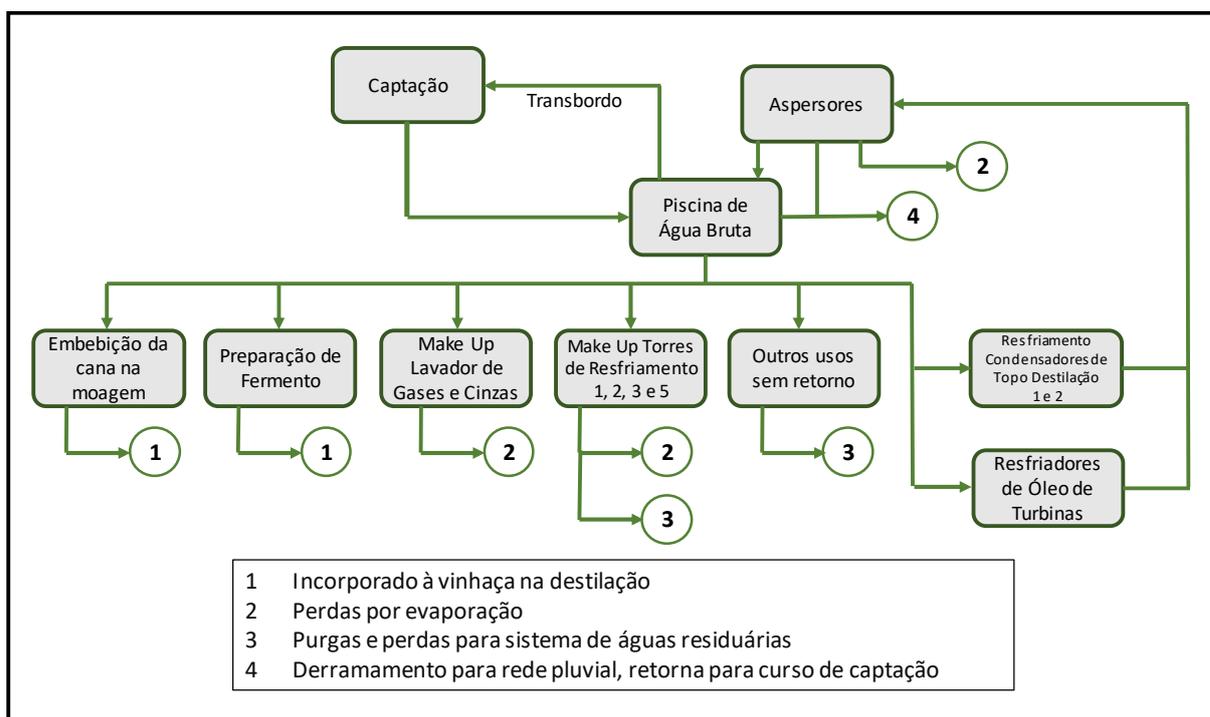


Figura 6: Circuito de Água Bruta

As correntes destinadas para os processos de embebição e para a preparação de fermento são em circuitos abertos, sem retorno para a piscina de água bruta, sendo incorporados ao final do processo no descarte de vinhaça.

As correntes que são direcionadas para reposição dos demais sistemas de refrigeração e para a reposição do sistema de lavagem de gases e cinzas, possuem perdas por evaporação e purgas líquidas para o sistema de “águas residuárias”, terminologia que será utilizada neste estudo. Outros usos diversos de menor consumo unitário, também acabam por se agregar ao sistema de águas residuárias.

As correntes direcionadas para o sistema de águas residuárias passam por um decantador e separador de óleo e graxas. Apesar de não haver uma forte contaminação, é condição e exigência da CETESB antes de seu descarte. Ao final, esta corrente é incorporada à vinhaça e encaminhada para irrigação no campo.

A Figura 7 mostra o circuito de água utilizada embebição da cana durante a moagem, em um esquema do próprio painel de controle da moagem. A água bruta é incorporada à moagem no quarto estágio (mais à esquerda) e a partir daí segue sucessivamente para o terceiro e segundo estágio de moagem, em contra fluxo com a cana que está sendo moída. O primeiro estágio, pela alta concentração de água na própria cana, não necessita de embebição.

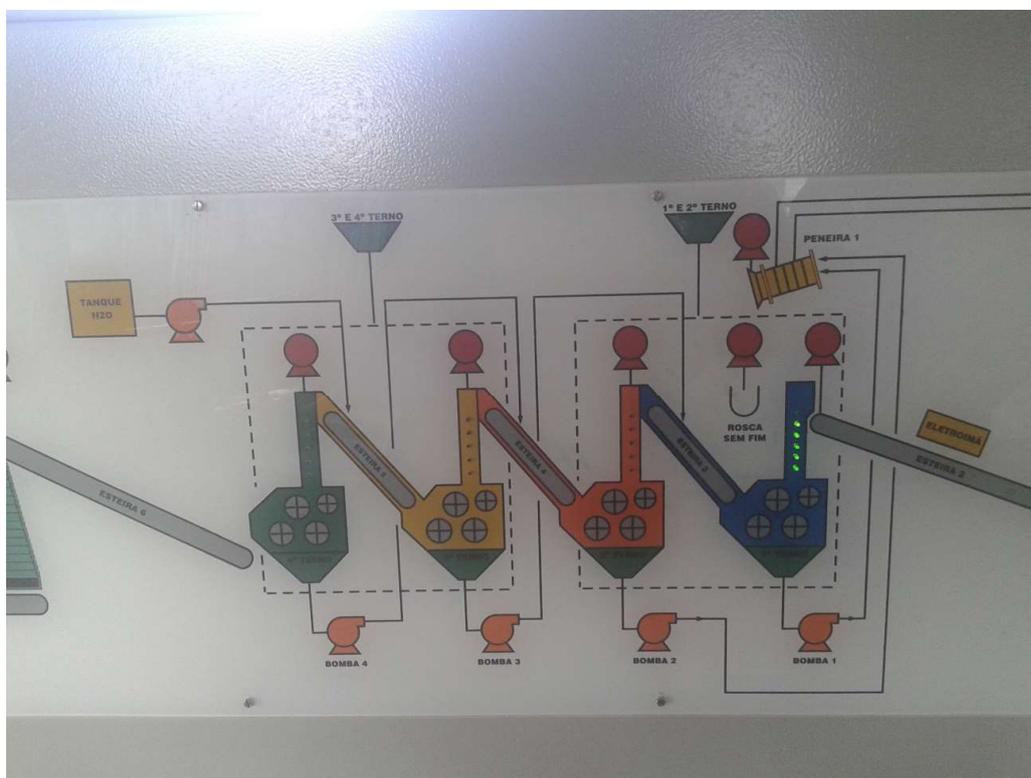


Figura 7 – Esquema de circulação de água de embebição nos últimos três estágios de moagem

O fluxo restante de água bruta é o conjunto de circuitos de refrigeração de equipamentos ou troca térmica que retorna para a própria piscina de água bruta. A Figura 8 mostra o sistema de resfriamento de água chamado de “aspersão” da piscina de água bruta, com baixa eficiência e visível perda de água por evaporação e derramamento fora da bacia por ação do vento. A piscina de água bruta é chamada internamente na usina de “piscina de captação e aspersão”, terminologia que será utilizada neste estudo.



Figura 8 – Sistema de refrigeração por aspersão, de baixa eficiência hídrica da piscina de água bruta.

4.4- Metodologia e Sistemas de Medição

O estudo foi realizado durante a safra 2016, iniciada no dia 17 de março de 2016 e encerrada no dia 05 de dezembro de 2016 e conduzido em diferentes partes do processo, com ferramentas adequadas a cada situação:

- Medições de rotina operacional durante a safra, através de instrumentação de campo dos próprios equipamentos da usina.

- Resultados de rotina operacional de ensaios de laboratório da própria usina durante a safra.
- Resultados de ensaios de laboratório externos à usina durante a safra, quando os mesmos não são realizados na usina por indisponibilidade de equipamentos ou exigência de órgãos de controle. Em alguns casos, pela baixa periodicidade dos ensaios, foi também considerado resultados de ensaios do final da safra anterior, para efeito comparativo.
- Dados disponibilizados pela usina de balanço hídrico geral realizado no ano de 2014, por empresa externa contratada.
- Medições pontuais de vazões e temperaturas em pontos do processo durante a safra.
- Ensaios no laboratório da usina para simulações do processo de fermentação.
- Informações técnicas de fabricantes dos equipamentos instalados na usina.
- Cálculos teóricos através do uso de softwares ou metodologia aplicável detalhada nos itens específicos.
- Avaliações de balanços hídricos e de energia.

Foram realizadas visitas mensais à usina durante o período de safra, para a coleta dos dados e realização de experimentos. As durações das visitas variaram entre 3 e 5 dias, de acordo com a necessidade.

4.4.1- Captação de água

A água bruta é captada em um único curso de água, próximo da usina, onde existe uma pequena represa. O sistema de captação é composto de duas bombas, (titular e reserva), além de uma pequena bomba de escorva do sistema para procedimentos de início de bombeio.

Dada a importância do sistema de captação de água, fonte real de avaliação do consumo da usina, assim como incongruência de alguns resultados obtidos, foram utilizados dados de diversas formas de avaliação e medição.

- Dados do estudo de balanço hídrico da usina de 2014;
- Acompanhamento na safra do instrumento de medição (placa de orifício) da vazão de captação e recebimento na usina;
- Dados teóricos do sistema de captação e bombeio (IMBIL, 2016);
- Levantamento altimétrico das tubulações do sistema de captação (Software QGIS de georreferenciamento versão 2.18.1);
- Medições de campo, com alicate amperímetro da própria usina, de corrente elétrica consumida pelos motores das bombas de captação em operação.

4.4.2- Sistema de Vapor e Condensado

O sistema de vapor e condensado da usina inclui as caldeiras, a rede de distribuição de “vapor de alta pressão” (assim designado o vapor na saída das caldeiras e que alimenta as principais turbinas do processo produtivo), a rede de distribuição de “vapor de escape” (assim designado o vapor exausto das turbinas e que é utilizado em menor nível de pressão em outras partes do processo), a rede de coleta e retorno de “condensado” (assim designado o vapor condensado que retorna para reuso nas caldeiras ou outras aplicações) e sistemas de purga (processo sistemático de remoção de líquido condensado nas tubulações de vapor).

4.4.2.1- Sistema de Geração de Vapor

O sistema de geração de vapor conta com duas caldeiras, identificadas no processo como Caldeira A e Caldeira B, com capacidade nominal de geração de 100 toneladas de vapor por hora e pressão operacional máxima de 21 Kgf/cm². São caldeiras que já operaram em capacidades inferiores e foram modificadas por mais de uma vez em sua história. Uma delas nem foi originalmente comprada pela usina,

tendo sido comprada de outra instalação industrial usada e modificada. A documentação técnica não está atualizada.

Durante 232 dias da safra 2016 foram acompanhados os medidores de vazão de água de alimentação e de geração de vapor de cada uma das duas caldeiras. A partir da primeira visita à usina em 2016, foi solicitado aos operadores anotar, a cada virada de noite às 24:00hs, qual a medição acumulada destes 4 medidores, uma vez que a recuperação dos dados diretamente do sistema se mostrou impraticável durante os momentos de operação dos equipamentos.

4.4.2.2- Sistema de distribuição de vapor de alta pressão e escape

As Figuras 9 e 10 apresentam o fluxograma básico das redes de vapor de alta pressão e de vapor de escape. Nos mesmos fluxogramas estão indicados os purgadores hoje instalados no sistema e operantes.

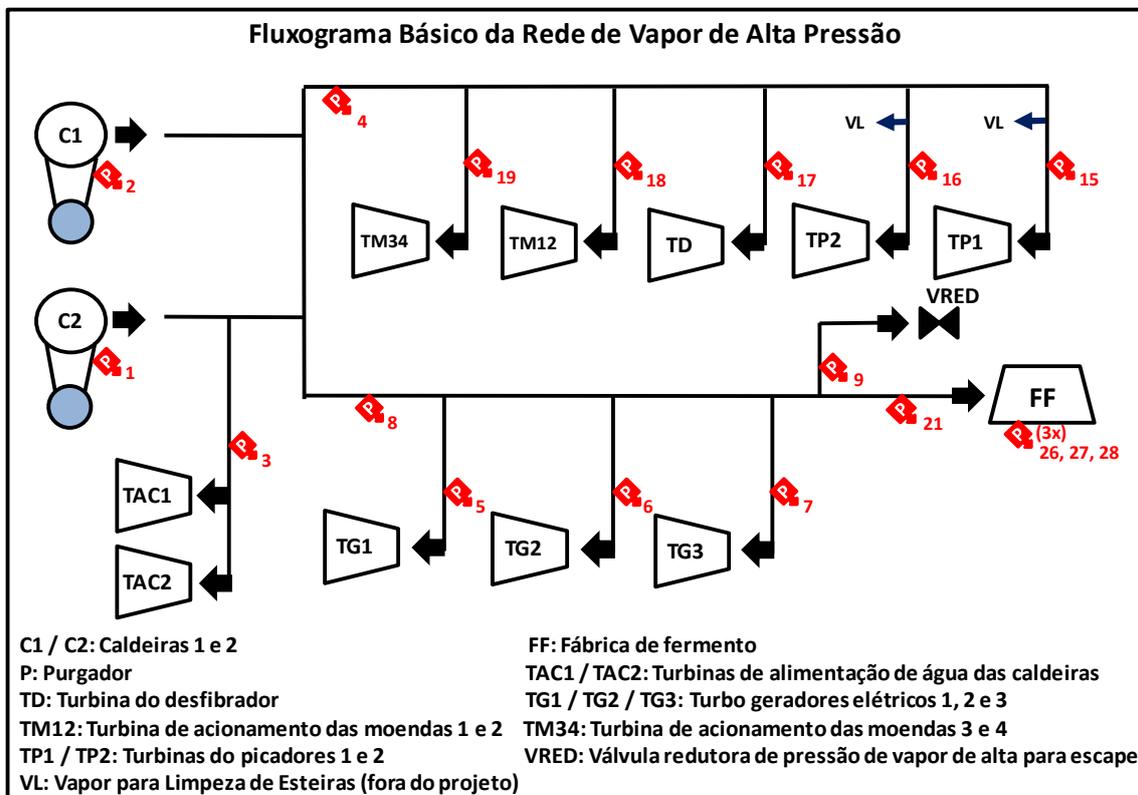


Figura 9: Fluxograma básico da rede de vapor de alta pressão

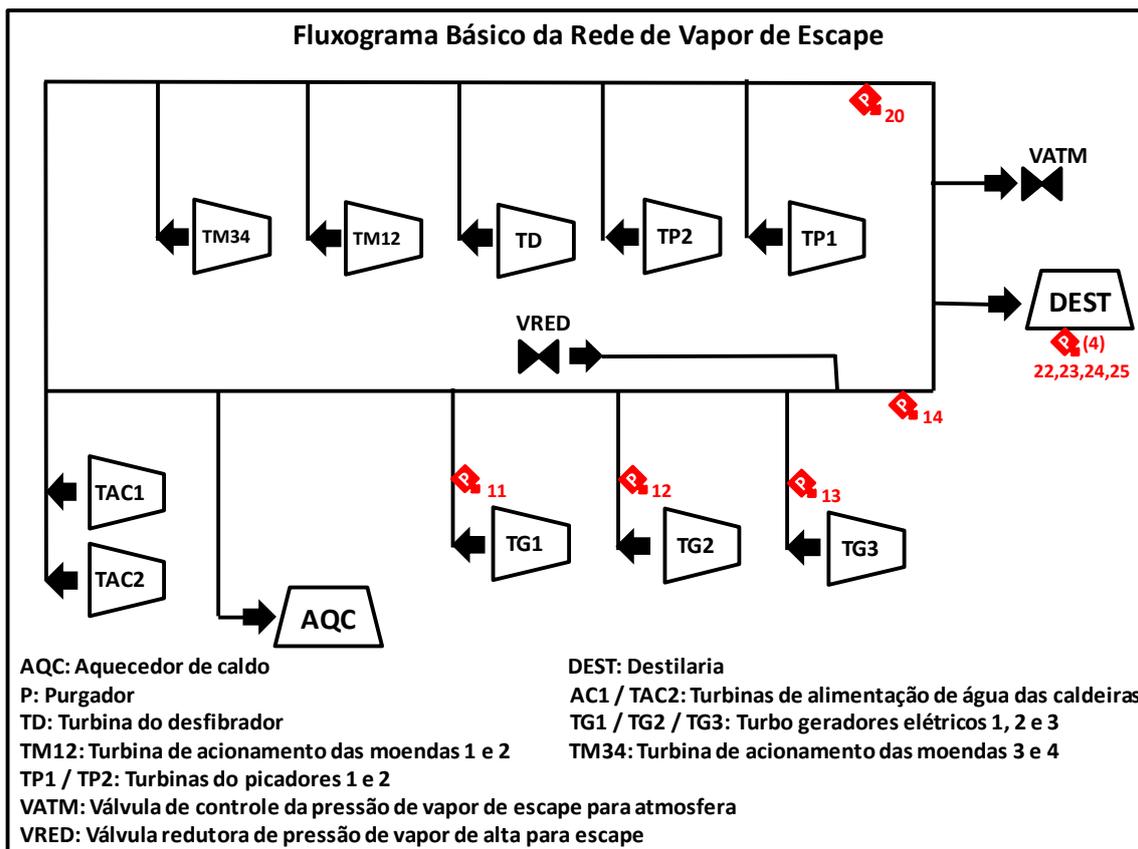


Figura 10: Fluxograma básico da rede de vapor de escape

Todos os purgadores descarregam para a atmosfera, sendo direcionados em sua grande maioria, exceto os dois dos sistemas de ramonagem das caldeiras (números 1 e 2) que acabam sendo recuperados para o sistema de lavagem de gases exaustos das caldeiras.

Na indisponibilidade na usina de qualquer equipamento de medição dos purgadores, como todos descarregam para atmosfera, foi realizada avaliação individual de cada equipamento, de acordo com as condições de acesso, onde foram registradas as temperaturas da tubulação nos pontos finais de descarga com termômetro ótico e uma avaliação visual do ciclo de descarga.

Quanto ao ciclo de descarga, os purgadores foram classificados em 3 grupos:

- Descarga em pulsos: considerada uma operação normal e típica de um purgador onde não há vazamento cada vez que o equipamento encerra um ciclo de purga.

- Descarga em pulsos com menor vazamento contínuo: considerado que o purgador ainda operava em ciclos visíveis, mas com provável desgaste nas sedes de vedação provocando também uma perda contínua

- Descarga contínua: sem indicação visível de ciclos de abertura e fechamento do equipamento, indicando que as sedes de vedação já estavam com desgaste acentuado, ou outra falha interna, gerando perda contínua de vapor para a atmosfera.

Para o cálculo da perda estimada, na total indisponibilidade de outro equipamento, foi adotado o seguinte critério:

- Para os equipamentos em que operavam regularmente em pulsos, ou que estavam desativados no dia da medição, foi considerada uma perda regular de 1% da capacidade de vazão máxima, já que todos os equipamentos descarregam para a atmosfera e sem recuperação, padrão indicado por fabricantes de purgadores como a perda normal para manter o sistema sem acúmulo de líquidos condensados.

- Para os equipamentos que operavam em pulso, mas com vazamento contínuo visível entre os ciclos, foi considerada uma perda regular de 3% da capacidade de vazão máxima.

- Para os equipamentos que apresentavam perda constante de vapor, foi considerada uma perda regular de 6% da capacidade de vazão máxima. Nesta categoria também foram considerados os purgadores número 4, 18 e 19, sem acesso, mas cujo descarte canalizado indicava alto nível de vazamento contínuo.

Estes critérios foram definidos pelo próprio autor como uma aproximação simples na inviabilidade de outros meios de medição. Apesar dessa condição, trata-se de ser um critério conservador, considerando que a condensação nas tubulações é elevada em função da manutenção deficiente do isolamento térmico das tubulações em geral e um pequeno número de purgadores, em especial na rede de distribuição

de vapor de escape, condições fundamentais para uma boa conservação energética e um redução de perdas (ELETROBRAS, 2005).

4.4.2.3- Sistema de controle da rede de vapor de escape

O vapor de escape é produzido a partir do exausto das turbinas indicadas na Figura 9 e alimenta demais de necessidades de processo da usina, em especial com grandes consumidores desse vapor de pressão inferior os aquecedores de caldo e a destilaria, conforme Figura 10.

Considerando as normais flutuações de consumo dos equipamentos das duas redes, vapor de alta pressão e vapor de escape, o equilíbrio da produção e consumo da necessidade do vapor de escape é mantido por uma estação redutora de pressão de alta para escape.

Este sistema de controle possui 3 subsistemas integrados e que estão melhor representados na Figura 11.

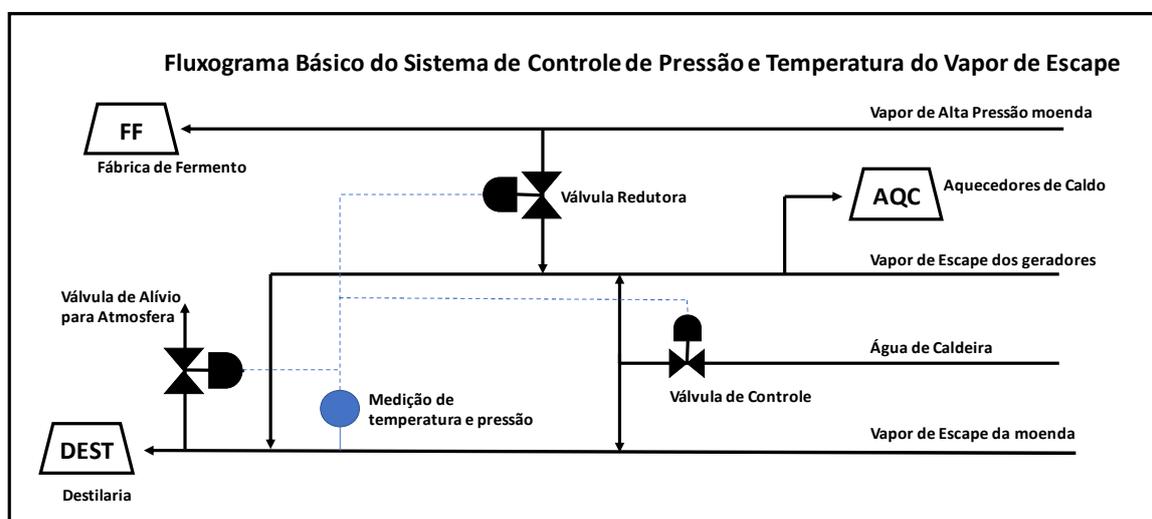


Figura 11: Fluxograma básico do sistema de controle de pressão e temperatura

Este arranjo foi resultante da construção da nova linha de vapor de escape quando as antigas moendas foram substituídas. Com a alteração de local, a estação redutora também foi relocada.

Não existem medições registradas e gravadas de vazão e temperatura desse sistema, somente indicações pontuais de campo da pressão da rede de vapor de

escape que chega na destilaria. Deste modo, não foi possível o registro dessas variáveis. A avaliação desse sistema será somente qualitativa.

4.4.2.4- Outros usos indevidos e/ou perdas de vapor

No caso de outros usos de vapor em que se pode identificar claramente o ponto de uso ou perda e suas características físicas, a vazão de vapor foi estimada com uso de software livre de cálculo de perda de vapor em orifícios (TLV, 2017).

4.4.2.5- Ganhos com maior eficiência e/ou redução do consumo de vapor

Maior eficiência do sistema de vapor ou redução do consumo levam à economia de combustível na geração de vapor, no caso redução do consumo de bagaço que alimenta a queima das caldeiras e sua disponibilidade para venda, como hoje a usina já o faz com o excedente.

Para avaliação da possível economia, foram considerados três fatores:

- O preço médio em 2016 do bagaço de cana para venda no interior do Estado de São Paulo em R\$ 50,00 por tonelada, valor conservativo entre o mínimo (30) e o máximo (85) apontado em informe econômico da região (UDOP, 2016).
- Safra padrão no setor de 240 dias por ano.
- Consumo médio de 500 Kg de bagaço por tonelada de vapor gerado em caldeiras similares às de uso na usina. (HUGOT 1986) (CAMARGO, 1990) (REIN, 2007) (MANDALOUFAS, 2010).

4.4.3- Sistema de Águas Residuárias

O sistema de coleta de águas residuárias de processo, mistura diversas correntes hídricas descartadas e encaminha as mesmas para um sistema de tratamento.

Este sistema de coleta é antigo, data da construção da usina, e sofreu ao longo dos anos diversas modificações em virtude de ajustes de projeto. Todas as

modificações não foram documentadas e o próprio projeto original não possui documentação técnica. É um conjunto de canaletas abertas que se alternam com tubulações enterradas em pontos de travessias ou por baixo de equipamentos que foram posteriormente instalados, o que torna inviável uma tentativa de recuperação da documentação técnica pelo campo e medição de todas as diversas correntes parciais.

Outro ponto duvidoso, na falta de documentação técnica, é se o sistema de coleta de alguns pontos efetivamente descarta no sistema de águas residuárias ou retorna para a piscina de água bruta. Tal informação acabou sendo considerada em função de operadores mais antigos e de observações dos próprios quando do processo de testes operacionais de sistemas isolados da usina em períodos de entressafra. A análise dessas informações será tratada na parte de resultados.

O atual sistema de tratamento de águas residuárias foi projetado com a finalidade específica de remoção de óleos e graxas, e posterior encaminhamento da corrente para ser agregada na corrente de vinhaça e destino à fertirrigação. É uma solução ambientalmente adequada e aprovada pelos órgãos de controle ambiental, mas que desperdiça enorme quantidade de água que pode ter aplicação mais nobre.

A única medição de processo existente de vazão neste sistema é na saída do sistema de tratamento já para mistura com a vinhaça e uso na fertirrigação. A medição é feita em uma calha “Parshall”, conforme pode ser visto na Figura 12.

Também foram avaliados os dados do balanço hídrico do estudo da usina realizado em 2014.

Em pontos observados de possibilidade de recuperação de correntes hídricas de razoável qualidade para reuso interno, retornos abertos que jogam no sistema de coleta de águas residuárias antes da contaminação com outros efluentes, foram buscadas medições pontuais através de balde graduado e cronômetro.



Figura 12: Calha Parshall para medição de águas residuárias, na saída da estação separadora de óleos e graxas.



Figura 13: Balde calibrado e aferido pelo INMETRO utilizado para ajuste de nosso sistema de medição.

O balde graduado de plástico rígido foi aferido na marca de 10 litros contra um balde de controle de medição e volume de tanques de combustível, calibrado pelo INMETRO (Figura 13). Como a marcação do balde calibrado estava na marca de 20 litros, enchemos por duas vezes o nosso balde plástico linha inferior da marca de 10 litros e conferimos a medição com marcação no balde calibrado e obtivemos um erro de pouco menos de 60 mililitros a menor em 20 litros, ou seja 0,3%. Considerando o pequeno desvio, o uso do nosso balde de plástico rígido foi habilitado para medições internas e realizadas correções de medição nos cálculos. O tempo de enchimento foi medido com cronômetro de relógio digital.

Foi avaliada a facilidade de coleta e aplicação próxima, visto que algumas pequenas vazões poderiam obrigar a longas distâncias e canalizações. No caso de selos de bombas, devido à baixa vazão do efluente hídrico descartado, foram medidas às próximas à moenda, local de possível recuperação na embebição da cana moída. A relação de pontos, onde a coleta de reaproveitamento antes de contaminação com o conjunto do sistema foi considerada viável, está apresentada no Tabela 1.

Tabela 1: Pontos avaliados de coleta de água bruta já utilizada para melhor aproveitamento

Equipamento	Quantidade	Diâmetro (")	Destino da Água
Gerador 1 - Resfriador de Óleo da Turbina	2	2	Piscina Ag Bruta
Gerador 2 - Resfriador de Óleo da Turbina	2	2	Piscina Ag Bruta
Gerador 3 - Resfriador de Óleo da Turbina	1	2	Piscina Ag Bruta
	1	1 1/2	Piscina Ag Bruta
Gerador 3 - Resfriador de Óleo do Gerador	2	3/4	Piscina Ag Bruta
Moenda 1 e 2 - Resfriador de Óleo da Turbina	1	2	Ag Residuárias
Moenda 3 e 4 - Resfriador de Óleo da Turbina	1	2	Ag Residuárias
Picador 1 - Resfriador de Óleo da Turbina	1	1 1/2	Ag Residuárias
Picador 2 - Resfriador de Óleo da Turbina	1	1 1/2	Ag Residuárias
Desfibrador - Resfriador de Óleo da Turbina	1	1 1/2	Ag Residuárias
Moenda 1 - Resfriamento de Mancais	6	1/2	Ag Residuárias
Moenda 2 - Resfriamento de Mancais	6	1/2	Ag Residuárias
Moenda 3 - Resfriamento de Mancais	6	1/2	Ag Residuárias
Moenda 4 - Resfriamento de Mancais	6	1/2	Ag Residuárias
Bombas em geral - Selagem de Gaxetas	16	1/2	Ag Residuárias

Foram realizadas 8 medições de vazão para cada um dos diâmetros identificados que permitiram a medição. Como nem todos os pontos de deságue permitiram a conexão de mangueiras para a medição, foram considerados resultados

alcançados pela média para cada diâmetro e extrapolados para todos os equipamentos similares.

Como já anteriormente citado, o destino de cada corrente inicialmente identificada na Tabela 1, foi considerada com dados de informações dos operadores, porém posteriormente confrontado com medições em outros pontos.

4.4.4- Sistema de tratamento de águas residuárias

O sistema de tratamento de águas residuárias foi projetado com a finalidade específica de eventual remoção de óleos e graxas, e posterior encaminhamento da corrente para ser agregada na corrente de vinhaça e destino à fertirrigação. É uma solução ambientalmente adequada e aprovada pelos órgãos de controle ambiental, mas que desperdiça enorme quantidade de água que pode ter aplicação mais nobre.

A saída é acompanhada semestralmente com análises de terceira parte, exames laboratoriais que a usina não realiza internamente e que fazem parte de exigências da CETESB. São acompanhados 21 parâmetros inorgânicos, 10 parâmetros orgânicos e 7 outros parâmetros de condições de lançamento. Em função da periodicidade, e resultados favoráveis que não obrigam a repetir a necessidade de ensaios, foram considerados três conjuntos de análises.

4.4.5- Sistema de destilação – Flegmassa

Uma das maiores correntes descartadas é o resíduo da destilação final do etanol, popularmente conhecido com vinhaça, de alto poder poluente e alto valor fertilizante. Seu poder poluente decorre da sua riqueza em matéria orgânica, baixo pH, elevada corrosividade e altos índices de demanda bioquímica de oxigênio, e elevada temperatura na saída dos destiladores. É ainda considerada altamente nociva à fauna, flora, microfauna e microflora das águas doces, além de afugentar a fauna marinha que vem às costas brasileiras para procriação (FREIRE, 2000).

No processo de destilação, a vinhaça propriamente dita é retirada no fundo da primeira coluna de destilação. No fundo da segunda coluna, retificadora, é extraída a corrente designada como “flegmassa”, a qual pode ser retornada para a primeira

coluna para recuperação de eventuais traços de álcool porventura existentes, mas que gera um volume de refluxo elevado, ou simplesmente desprezada junto com a corrente de vinhaça. (FATARELLI, 2011).

A flegmassa é, portanto, uma corrente já destilada de água na primeira coluna. Estudos de simulação de processo mostram que praticamente inexistente etanol no fundo na coluna retificadora. Por sua caracterização, pode ser uma corrente a ser reutilizada em diversos pontos do processo industrial. (MARQUINI, 2007).

Na usina a flegmassa é também incorporada à corrente de vinhaça, apesar de seus contaminantes serem praticamente inexistentes. Em alguns momentos, a corrente é utilizada para limpeza em contracorrente dos trocadores de calor no processo de fermentação com descarte final nas águas residuárias e misturada à vinhaça, mas este uso também é bem esporádico e de pequeno volume.

A usina acompanha, na frequência de até 6 vezes ao dia, a concentração de etanol existente no vinho que alimenta a planta e na flegmassa antes de incorporação na vinhaça. O primeiro parâmetro serve para avaliação da eficiência da fermentação e o segundo para avaliar as perdas de etanol no fundo da segunda coluna.

Um terceiro parâmetro seria necessário, a concentração de etanol no “flegma”, assim designada a corrente que sai no topo da primeira coluna, após a separação da vinhaça. Entretanto, a Usina não faz esse tipo de controle e por segurança, os pontos de tomadas de amostra nessa tubulação foram selados, impedindo que fizéssemos uma medição de campo desse valor.

Na literatura, o flegma é definido exatamente como o produto principal da primeira etapa de destilação impura, com graduação alcoólica entre 45° a 50° GL (CASTRO, 2011). Entretanto, informações históricas da Usina passadas por alguns colaboradores indicaram que em poucas medições realizadas no passado, esta concentração era ao redor de 44° GL, valor compatível considerando a necessidade de borbotagem (injeção de vapor vivo) nas colunas para se alcançar a destilação o que provocaria menor rendimento desse primeiro estágio. Nossos cálculos, portanto, consideram a concentração de 44° GL no flegma.

Com base nesses parâmetros pode ser calculado, por proporções de volumétricas, a quantidade de flegmassa gerada em função do volume de etanol produzido, o que será apresentado nos resultados.

4.4.6- Sistema de água de refrigeração

O sistema de água de refrigeração é composto das diversas correntes hídricas utilizadas na usina para resfriamento de processo, e que são posteriormente direcionadas para um conjunto de torres de resfriamento de água.

Este sistema é composto de diversas torres de resfriamento independentes, todas do tipo evaporativo em contracorrente e tiragem induzida, e ainda uma bacia de aspersão. Por aspectos construtivos da usina e de qualidade de água, nem todos os circuitos são interligados, existindo cinco sistemas independentes com torres de resfriamento de água e ainda o sistema com bacia de aspersão que alimenta diretamente a reposição de quatro dos sistemas de torres de resfriamento.

Os cinco sistemas de torres de refrigeração suportam os seguintes sistemas industriais da usina:

- Sistema da Torre 1: Um (dos cinco) resfriadores de caldo para fermentação e o conjunto das Dornas de fermentação "A", segunda da série na sequência dos processos de fermentação contínua.
- Sistema da Torre 2: Dois (dos cinco) resfriadores de caldo para fermentação.
- Sistema da Torre 3: Conjunto das Dornas de fermentação "B", "C" e "D", seguintes na sequência dos processos de fermentação contínua.
- Sistema da Torre 4: Condensadores de Etanol Anidro, equipamentos de construção selada sem possibilidade de limpeza frequente, motivo pela qual é o único sistema que recebe água clarificada para o circuito de refrigeração.
- Sistema da Torre 5: Dorna de fermentação primária (primeira da série de fermentação contínua), resfriador de CO₂, todos os condensadores de etanol do aparelho 3 de destilação e dois (dos cinco) trocadores de caldo para fermentação.

Existe ainda a piscina de captação e aspersão, com água bruta, que atua como sistema de refrigeração por aspersão e sustenta todos os condensadores de etanol dos aparelhos 1 e 2 de destilação (exceto anidro) e resfriadores de óleo de mancal das turbinas dos sistemas de moendas e geração elétrica.

4.4.6.1- Sistemas de torres de resfriamento de água

A Tabela 2 apresenta dos dados técnicos de projeto dos sistemas de torres resfriamento existentes da Usina. Como algumas instalações são bem antigas nem todos os dados estão disponíveis para todos os sistemas.

Tabela 2: Dados básicos de projeto dos sistemas de refrigeração da usina

Dados Básicos de Projeto dos Sistemas de Refrigeração da Usina					
	Sistema 1	Sistema 2	Sistema 3	Sistema 4	Sistema 5
Vazão de Circulação (m ³ /hora)	1050	650	600	650	3000
Temperatura de Entrada de Água T1 (°C)	45,0	45,0	38,0	45,0	47,0
Temperatura de Saída de Água T2 (°C)	29,0	29,0	29,0	29,0	30,0
Temperatura de Bulbo Úmido T3 (°C)	24,5	24,5	24,5	24,5	25,0
Perdas por Evaporação (%)	N/D (2)	N/D (2)	N/D (2)	N/D (2)	2,53
Perdas por Arraste (%)	N/D (2)	N/D (2)	N/D (2)	N/D (2)	0,008
Rendimento Teórico da Torre "μ" (3)	78%	78%	67%	78%	77%
Água Utilizada de Reposição (1)	Bruta	Bruta	Bruta	Clarificada	Bruta
Nota 1: Não é uma condição de projeto e sim a condição como o sistema é hoje alimentado					
Nota 2: Dados não disponíveis da usina					
Nota 3: $\mu = (T1-T2)/(T1-T3)$					

O rendimento de uma torre de resfriamento é calculado pela equação: (REIN, 2007) (LOPES, 2012)

$$\mu = ((T_{ent} - T_{sai}) / (T_{ent} - T_{bu}))$$

Onde:

$$\mu = \text{Rendimento da torre}$$

$$T_{ent} = \text{Temperatura da água na entrada}$$

$$T_{sai} = \text{Temperatura da água de saída}$$

$$T_{bu} = \text{Temperatura de bulbo úmido}$$

A capacidade de resfriamento de um sistema de torre de resfriamento é dada pela equação: (SILVA, 2009)

$$Cap = \rho * Q * c * (T1 - T2)$$

Onde:

$$Cap = \text{Capacidade térmica do sistema (Kcal/hora)}$$

$$\rho = \text{Densidade da água(ton/m}^3\text{)} = 1$$

$$Q = \text{Vazão de projeto de circulação da água (m}^3\text{/hora)}$$

$$c = \text{Calor específico da água(Kcal/(ton x } \Delta^{\circ}\text{C))} = 1000$$

$$T1 = \text{Temperatura de projeto da entrada da água quente(}^{\circ}\text{C)}$$

$$T2 = \text{Temperatura de projeto da saída da água fria(}^{\circ}\text{C)}$$

A mesma equação pode ser utilizada com vazões e temperaturas reais de operação para saber a quantidade de calor efetivamente trocada em um sistema de torres de resfriamento.

As perdas de água naturais de um sistema de refrigeração em boas condições operacionais são de 3 tipos, definidas e calculadas por: (SILVA, 2009)

- a) Perdas por evaporação, resultantes da troca térmica para resfriamento da água. Elas podem ser calculadas pela equação

$$Evap = \frac{Q * (T1 - T2)}{560}$$

Onde:

$$Evap = \text{Perda por evaporação (m}^3\text{/hora)}$$

$$Q = \text{Vazão de circulação da água(m}^3\text{/hora)}$$

$$T1 = \text{Temperatura de entrada da água quente(}^{\circ}\text{C)}$$

$$T2 = \text{Temperatura de saída da água fria(}^{\circ}\text{C)}$$

- b) Perdas por arraste, referente ao efeito mecânico do arraste de partículas de água pelos ventiladores das torres. O autor indica que essas perdas podem alcançar 0,2% da vazão circulante de água, apesar que fabricantes indicam torres com eficiência de valores máximos de 0,05%. Como as situações observadas de manutenção das torres na usina não são ideais, foi considerado o limite indicado pelo autor.

$$\text{Arraste} = 0,002 * Q$$

Onde:

$$\text{Arraste} = \text{Perda por arraste (m}^3/\text{hora)}$$

$$Q = \text{Vazão de circulação da água (m}^3/\text{hora)}$$

- c) Perdas por purga, referente a necessidade de se prover uma purga e reposição para evitar a concentração de produtos químicos e outros contaminantes na água circulante em função das perdas normais por evaporação e purga. O autor indica que essa perda é em função do que se denomina "ciclo de concentração". Quanto maior o ciclo de concentração, menor o consumo de água de purga, entretanto aumenta em muito o risco de incrustações, corrosão e crescimento microbológico, sugerindo um número de ciclo entre 4 e 8. Para o estudo foi utilizado o número de 5, conservativo.

$$\text{Purga} = \frac{\text{Evap}}{\text{Número de Ciclo} - 1} - \text{Arraste}$$

Onde:

$$\text{Purga} = \text{Perda por arraste (m}^3/\text{hora)}$$

$$\text{Evap} = \text{Perda por evaporação (m}^3/\text{hora)}$$

$$\text{Arraste} = \text{Perda por arraste (m}^3/\text{hora)}$$

$$\text{Número de ciclo} = 5 \text{ (Assumido para o estudo)}$$

A perda total, e a respectiva necessidade de reposição de um sistema de refrigeração, ainda segundo SILVA (2009), é a soma das três parcelas anteriores:

$$P_{Total} = Evap + Arraste + Purga$$

Onde:

$$P_{Total} = \text{Perda total do sistema (m}^3/\text{hora)}$$

$$Purga = \text{Perda por arraste (m}^3/\text{hora)}$$

$$Evap = \text{Perda por evaporação (m}^3/\text{hora)}$$

$$Arraste = \text{Perda por arraste (m}^3/\text{hora)}$$

Foram realizadas medidas de temperaturas em diversas ocasiões e horários do dia em cada um dos sistemas, sempre quando os sistemas de bombeamento estavam operando em capacidade total, ou seja, mantendo as condições de projeto e a usina em ritmo de moagem próxima de sua capacidade nominal.

4.4.6.2- Sistema de bacia de captação e aspersão

Este sistema recebe água captada do rio e também serve como uma piscina de aspersão e resfriamento. Como não há controle da vazão captada, a piscina possui um transbordo, retornando água para o rio. Este retorno, por si só, é uma potencial não conformidade que precisa ser eliminada, pois retorna ao curso hídrico uma corrente não tratada e controlada, além de ser uma perda considerável de água captada. A Figura 14 mostra este ponto de retorno na própria piscina.

O acesso até o ponto de transbordo é arriscado. Ele vaza para uma tubulação subterrânea de grande diâmetro. Com a ajuda de um sarrafo de madeira, conseguimos notar que se trata de um corte feito na parede de concreto da piscina que possui um formato aproximadamente retangular, com profundidade corte a partir da superfície da corrente de água de 14 centímetros e largura de 76 centímetros. Não tivemos como mensurar a velocidade do fluxo no ponto de queda pois pela dimensão da piscina, nas proximidades do local de queda a velocidade do fluxo na superfície da água é muito pequena. Assumimos, para efeito de escoamento, uma declividade

muito pequena, somente 0,1%, apesar da água escorrer diretamente na vertical a partir do vertedouro. Para o cálculo estimado, foi utilizada a tabela de cálculos de canal escoadouro (SPAROVEK, 2005).



Figura 14: Transbordo de retorno da piscina de captação

Outros vazamentos e perdas dessa piscina também acabam por retornar para o curso hídrico, neste caso tomando o caminho de águas pluviais:

- Vazamentos na estrutura da própria, a qual encontra-se em mau estado de conservação com algumas trincas, que acabam por permitir perdas para o gramado em volta (Figura 15).



Figura 15: Vazamento em trincas da piscina de captação e aspersão.

- O sistema de aspersão sofre forte influência dos ventos, fazendo com que grande quantidade de água acabe sendo jogada no talude fora na piscina (Figuras 16 e 17).



Figura 16: Influência de ventos jogando grande quantidade de água para fora da piscina de captação e aspersão.



Figura 17: Água que escorre para o sistema de águas pluviais da usina em função de perdas da piscina de captação e aspersão.

Como o sistema de resfriamento é ineficiente, a água captada, mais fria, é lançada em próximo do sistema de captação e bombeio. Portanto, a mistura não é homogênea inviabilizando a tomada de temperaturas para permitir o cálculo aproximado da carga térmica. Uma média de outros sistemas foi adotada.

Os valores básicos e a carga térmica estimada do sistema de resfriamento necessário para substituição do sistema de aspersão foi calculada com os mesmos critérios do item 4.4.6.1.

4.4.7- Sistema de fermentação - Preparação do fermento

No processo de fermentação do caldo para a transformação de açúcar em etanol, uma etapa prévia é a preparação do fermento, antes da sua mistura com o caldo. Parte do fermento concentrado, recuperado nas centrífugas após processos anteriores de fermentação, é tratado e diluído com água. Hoje, a usina utiliza água bruta nesse processo, incorporando uma carga considerável de microrganismos que vão competir com o fermento na transformação de açúcar, reduzindo, teoricamente, a eficiência de conversão.

A usina utiliza o processo de fermentação contínuo, com dornas operando em série e fluxo contínuo. Resultados históricos de processo demonstram que a usina possui um baixo rendimento fermentativo. Foi proposto um conjunto de ensaios em laboratório para verificar eventuais incrementos de rendimento da conversão alcoólica com o uso de outras correntes hídricas.

Nas simulações, foram preparadas amostras de fermento com três correntes distintas de água: água bruta (como hoje utilizado no processo), água clarificada e abrandada (disponível na Usina para geração de vapor) e flegmassa.

Foram utilizados os seguintes materiais e equipamentos do próprio laboratório da Usina:

- 3 Recipientes de vidro (250 ml)
- 3 termômetros (entre 0°C e 60°C)
- 1 bacia (capacidade de receber os 3 recipientes de vidro e receber água e gelo)
- 1 pipeta calibrada (10 ml)
- 1 dosador calibrado (100 ml)

- 1 equipamento destilador
- 1 equipamento analisador de teor alcólico

Foram coletados os seguintes materiais no campo para cada amostra e análise

- 100 ml de fermento centrifugado (coletado na saída das centrífugas)
- 100 ml de água bruta (coletado no ponto de adição no fermento atual)
- 100 ml de água clarificada (coletado na saída da Estação de tratamento de água)
- 1000 ml de flegmassa (coletado na saída da flegmassa)
- 500 ml de caldo clarificado (coletado na saída do resfriador após clarificação)

A flegmassa coletada foi analisada no equipamento para medição do teor alcólico residual.

O fermento foi preparado em 3 amostras, em 3 recipientes distintos, cada qual com um dos tipos diferente de água, reproduzindo proporções e processo realizado no próprio processo produtivo. Em três recipientes de 250ml, foram misturados 20ml de fermento centrifugado e 40ml de água, cada recipiente identificado se a mistura foi realizada com água bruta, água clarificada ou flegmassa. Cada mistura foi agitada para homogeneização e recebeu adição controlada de ácido sulfúrico concentrado até alcançar um pH entre 2,0 e 2,5. Esta mistura permaneceu com leve agitação manual periódica por duas horas, tempo similar ao de processo.

Posteriormente, em cada recipiente foi adicionado 140ml de caldo de cana clarificado e a mistura agitada para uma boa homogeneização. A partir deste ponto, as amostras foram colocadas em uma bacia com água e a temperatura de cada recipiente foi mantida em controle para que não ultrapassasse 33°C, temperatura considerada pela própria usina como adequada para que o processo de fermentação transcorra de forma otimizada. As misturas foram sendo mantidas com leve agitação manual a cada intervalo de 15 minutos. O tempo de fermentação foi limitado em 8 horas.

Tendo em vista o pequeno volume das amostras, a imersão dos recipientes em água e o ar condicionado da própria sala de laboratório, não houve necessidade de adição de gelo para controle das temperaturas, tendo as mesmas se mantido em todos os experimentos com variações entre 22,0°C (início do processo), máximo registrado de 27,5°C (normal aquecimento no processo fermentativo) e ao final das 8 horas retornando à temperatura ambiente da sala de 22,0°C, o que também indicou que o tempo de 8 horas foi adequado para uma estabilização do processo de fermentação nas condições de laboratório. A Figura 18 mostra uma das corridas realizadas durante o tempo de fermentação com respectivo controle da temperatura.



Figura 18: Amostras em processo de fermentação

Ao final das 8 horas, 50 ml de cada amostra foram levadas ao aparelho destilador da Usina e realizado o processo de destilação da mistura para segregação de todos os demais contaminantes. O destilado, composto de todo o etanol gerado no processo de fermentação e água, foi levado a um analisador do teor alcoólico da mistura, para determinação da concentração alcoólica do vinho produzido no processo de fermentação. Foram observados os mesmos parâmetros de destilação e medição corriqueiramente utilizados pela própria Usina para os seus controles de processo. A Figura 19 destaca o equipamento de destilação utilizado no laboratório em uma das corridas realizadas.

Foram realizadas cinco corridas em cinco dias distintos. Amostras foram coletadas diariamente, exceto a de flegmassa que foi coletada uma única vez tendo

em vista a necessidade tempo de resfriamento da mesma, já que a amostra no campo é obtida normalmente a 100°C e não pode ser utilizada nessa temperatura na preparação do fermento. Desta forma também foi possível garantir que todas as corridas com flegmassa tivessem a mesma medição de residual alcoólico, no caso, 0,02%. Considerando a diluição da flegmassa, a concentração de etanol residual na amostra preparada com a mesma estaria em 0,004%, abaixo da margem de erro de medição final. A amostra de flegmassa foi mantida fechada entre os dias dos ensaios, garantindo a sua preservação.



Figura 19: Equipamento destilador

Cada corrida teve 3 amostras, com os diferentes tipos de água, e foram preparadas, fermentadas e medidas simultaneamente, garantindo assim as mesmas condições ambientes, das águas coletadas e do caldo coletado.

4.4.8- Sistema de destilação - Redução da borbotagem na destilaria

A destilaria precisa de fonte de calor para o processo de destilação do vinho na produção de etanol.

A solução tradicional para essa fonte de calor passa por trocadores de calor no fundo de cada uma das colunas de destilação, nos quais o fluido interno de cada coluna circula pelo trocador aquecendo com uso de vapor saturado. O vapor, por sua vez, cede calor ao processo, condensa e é recuperado para retornar ao sistema de geração de vapor.

Ao longo dos anos, e com a necessidade de aumento de capacidades, folgas dos sistemas produtivos foram aproveitadas e, em diversas colunas, a limitação de fonte de calor foi resolvida da forma mais simples e econômica possível, na qual, além do vapor usado no aquecimento através dos trocadores de calor, outra corrente de vapor é jogada diretamente para dentro de cada uma das colunas, processo normalmente conhecido como “borbotagem”.

Este vapor acaba sendo condensado no interior da coluna e incorporado à água que está sendo separada no processo, sendo incorporada em grande maioria na vinhaça e/ou parte na flegmassa.

Importante notar que este estudo é complementar ao estudo do sistema de vapor e condensado (item 5.1), mas será tratado à parte por ser em local geográfico diferente e em processo bem específico, destilação do etanol, no qual perdas de eficiência geram efeitos diretos no resultado do processo.

A usina dispõe de 3 sistemas de destilação, os quais foram construídos em momentos diferentes de ampliações da usina. Normalmente nesse tipo de indústria os sistemas de destilação são chamados de “aparelho” e cada aparelho é composto das colunas de destilação e seus sistemas correlatos de aquecimento. A Tabela 3 apresenta a relação dos aparelhos e suas características operacionais.

Tabela 3 – Sistemas de Destilação da Usina

Sistemas de Destilação de Etanol na Usina			
	Aparelho 1	Aparelho 2	Aparelho 3
Vazão de vinho no projeto original (m³/hora)	170	150	300
Vazão máxima de vinho atual (m³/hora)	até 220 m³/hora	até 200 m³/hora	300
Produção de Etanol Hidratado	Sim	Sim	Sim
Produção de Etanol Anidro	Sim	Sim	Não
Aquecimento indireto com trocador	Sim	Sim	Sim
Aquecimento direto complementar por borbotagem	Sim	Sim	Não

O sistema de borbotagem nos aparelhos 1 e 2 para aquecimento complementar não é original de projeto. O aparelho 3, mais recente, não foi construído com a capacidade de produção de etanol anidro e como a usina busca maximizar a produção de anidro por melhores condições de mercado, com frequência a usina opera acima da capacidade original nos sistemas dos aparelhos 1 e 2. As torres dos aparelhos 1 e 2 foram verificadas quanto à sua capacidade, mas o sistema de aquecimento adicional, por economia, foi instalado por borbotagem, injetando vapor vivo da primeira coluna. O aparelho 3 não possui sistema de injeção e vapor por borbotagem, e, portanto, não considerado no presente estudo.

As correntes injetadas diretamente não possuem válvulas de controle, ao contrário dos trocadores de calor, os quais possuem a vazão de vapor controlada automaticamente em função da temperatura e pressão ideal dentro de cada coluna. Como as válvulas de injeção direta acabam sendo deixadas 100% abertas, seu fluxo é constante e é a válvula automática de vapor dos trocadores que faz o ajuste final, aumentando o fluxo de vapor desnecessário que é perdido para o processo.

Não há medição do vapor injetado diretamente o que não permitiu uma medição direta no campo do vapor perdido.

Dados obtidos dos equipamentos da usina foram coletados e avaliados no software HTRI® (Heat Transfer Research Inc.) Xchanger Suite versão 7.3 (2017) para avaliação de processos de trocas de calor em equipamentos. Dados teóricos dos equipamentos necessários foram levantados e comparados com os equipamentos existentes na usina.

Os dados obtidos foram também comparados com o estudo de balanço hídrico realizado na usina em 2014.

4.4.9- Sistema de moagem da cana – Embebição

O sistema de moagem recebe água para auxiliar no processo de embebição da cana e aumentar a extração dos açúcares. Hoje o sistema recebe água bruta para esse processo e aquecido com injeção direta de condensado de vapor.

Não há como reduzir o processo de embebição sem reduzir a extração de açúcar da cana, não havendo, portanto, possibilidade de redução de consumo. Deste modo, o sistema foi estudado como possível receptor de outras correntes recuperadas no processo, com adequadas características de qualidade. Foi também avaliada a necessidade de melhorar as condições de embebição, conforme técnicos da usina, que para uma moagem de 10.000 toneladas por dia seria ideal ter disponibilidade de até 100 m³/hora em temperatura de 60°C.

O estudo foi realizado com balanços de massa e calor das correntes.

4.4.10- Sistema de lavagem de gases e recuperação de fuligem

A usina possui um sistema de lavagem de gases nas chaminés da caldeira, posterior decantação, filtragem e secagem dos resíduos produzindo um aglomerado de restos de material não queimado e cinzas, que é enviado para compostagem e fertilização da lavoura. O ciclo utiliza primordialmente água bruta captada na sua circulação, com elevado make up do que é evaporado no próprio processo de lavagem dos gases com água aspergida em contracorrente com os gases da chaminé.

A parte de recuperação de fuligem deste sistema é novo, recentemente instalado por exigências ambientais de emissão aérea e hídrica, e opera com eficiência. Pode receber água com ampla faixa de qualidade, sendo, portanto, um excelente sistema receptor de correntes recuperadas. Foram também considerados os riscos de contaminação e eventuais limitações ambientais para posterior uso e deposição da torta de materiais sólidos na lavoura.

Foram utilizados dados o estudo de balanço hídrico realizado e 2014 e estimativas. Não há nenhum sistema de medição nesse sistema. Foram utilizadas informações comparativas de outras usinas que possuem sistema similar e medição do sistema de reposição de água para o sistema de lavagem e decantação de fuligem.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1- Captação de água e consumo relativo de água no processo

Como anteriormente citado, em função da baixa moagem registrada nos anos de 2014 e 2015, nos contatos iniciais para o estudo o consumo hídrico da usina foi informado de forma estimativa em 1,7 m³/ton de cana processada.

No final de 2014 a usina realizou um estudo de balanço hídrico da Usina e projeções de consumo para uma moagem de 10.000 toneladas diárias. Neste nível de moagem e as instalações da usina sem alterações, foi estimado um consumo específico de 1,39 m³/ton de cana processada considerando uma captação de 579 metros cúbicos por hora.

A usina, na safra 2016, período de nosso estudo, executou a moagem medida de 1.966.284 toneladas de cana até do dia 05 de dezembro, em 233 dias de safra, sendo descontados os dias corridos em que não houve nenhuma moagem, o que equivale a uma moagem média de 8.439 toneladas de cana por dia. Pela captação de 579 metros cúbicos por hora, o consumo relativo com base no estudo do balanço hídrico totalizaria 1,65 m³/ton de cana processada, número semelhante à estimativa inicial e com uma moagem total bem próxima do total planejado para a usina.

A diferença em relação ao número do estudo anterior se justifica pela moagem média diária efetiva. Enquanto o estudo do balanço hídrico considerou uma moagem média constante de 10.000 toneladas de cana moída por dia, na prática, ao longo de 2016, a usina conseguiu uma moagem média de 8.439 toneladas de cana moída por dia.

Durante toda a safra, foram coletados os valores acumulados no instrumento de vazão de captação da usina. Esta informação, que supostamente seria de melhor precisão, mostrou-se totalmente divergente dos dados anteriores. A Figura 20 mostra a comparação dos dados de moagem e de captação ao longo dos dias de safra. A informações de captação tiveram variações totalmente dispersas em bom período de tempo. Alguns dados mais elevados são inclusive incompatíveis com as capacidades instaladas de bombeio. Somente no período intermediário da safra se pode observar

alguma regularidade de informação, entretanto se formos considerar esses dados veremos que ela apresenta uma relação inferior a 1,00 m³/tonelada de cana processada.

Na média geral, o consumo relativo da safra 2016 por este sistema de medição foi de 0,93 m³/tonelada de cana processada, valor totalmente incompatível com a realidade de uma usina com equipamentos e sistemas ultrapassados e fora da realidade da literatura de referência das informações de consumo hídrico das usinas de cana no Brasil. A se considerar esse dado, a usina em estudo já seria um padrão de referência, o que efetivamente não é real com outras informações e resultados observados no estudo. Deste modo, para fins do presente estudo, optou-se em descartar esses dados coletados e considera-los inconsistentes.

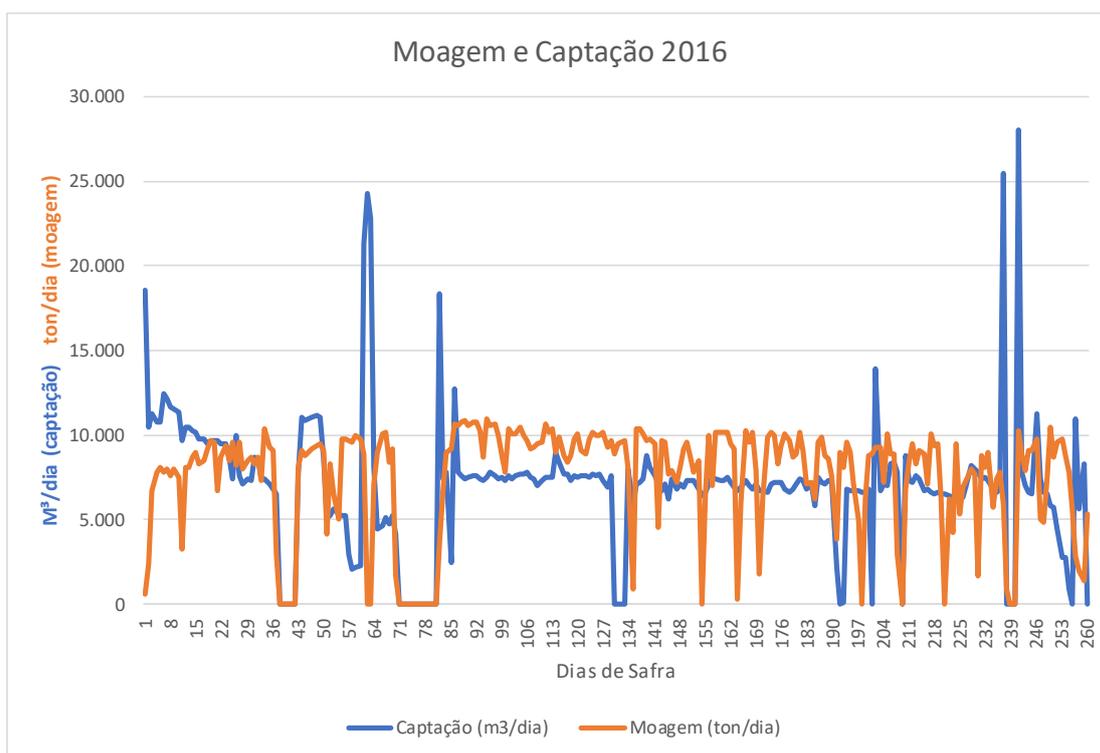


Figura 20: Moagem e Captação 2016 (captação medida na placa de orifício)

Dando sequência, para avaliar os dados do estudo de balanço hídrico, foram colhidas informações do sistema de bombeio da captação da usina. O sistema possui bombas (titular e reserva) de igual capacidade, marca IMBIL modelo ITAP 200.400 com diâmetro de descarga de 200mm e diâmetro do rotor em 340mm. A Figura 21 mostra dos dados de placa do equipamento.



Figura 21: Dados de placa bomba de captação

O sistema de bombeio conta com uma adutora com diâmetro de 22", medição realizada após a descarga da bomba e na chegada na usina. Não existe uma planta do traçado da tubulação, mas informações de que ela acompanharia trechos da estrada que liga a captação até a entrada da Usina.

A Figuras 22 e 23 apresentam resultados obtidos através do software QGIS Versão 2.18.1, das cotas dos pontos de sucção (coordenadas GPS S: -20.230329° e O: -50.343650) e descarga (coordenadas GPS S: -20.236312 e O: -50.345887) da adutora, apresentando um desnível de 31 metros a maior na descarga e comprimento em linha reta de 709 metros. Como a adutora segue parcialmente a estrada, foi feita uma medição com hodômetro de veículo, o qual indicou aproximadamente 900 metros.

Considerando um comprimento de tubulação de 900 metros, 22" de diâmetro externo schedule XS (diâmetro interno 21") já com desgaste e corrosão e vazão indicada no estudo hídrico de 579 m³/hora, podemos calcular uma perda de carga adicional de 1,54 metros de coluna de água, perfazendo, portanto, uma altura manométrica total de aproximadamente 32,5 metros de coluna de água (TOFIK, 2015).

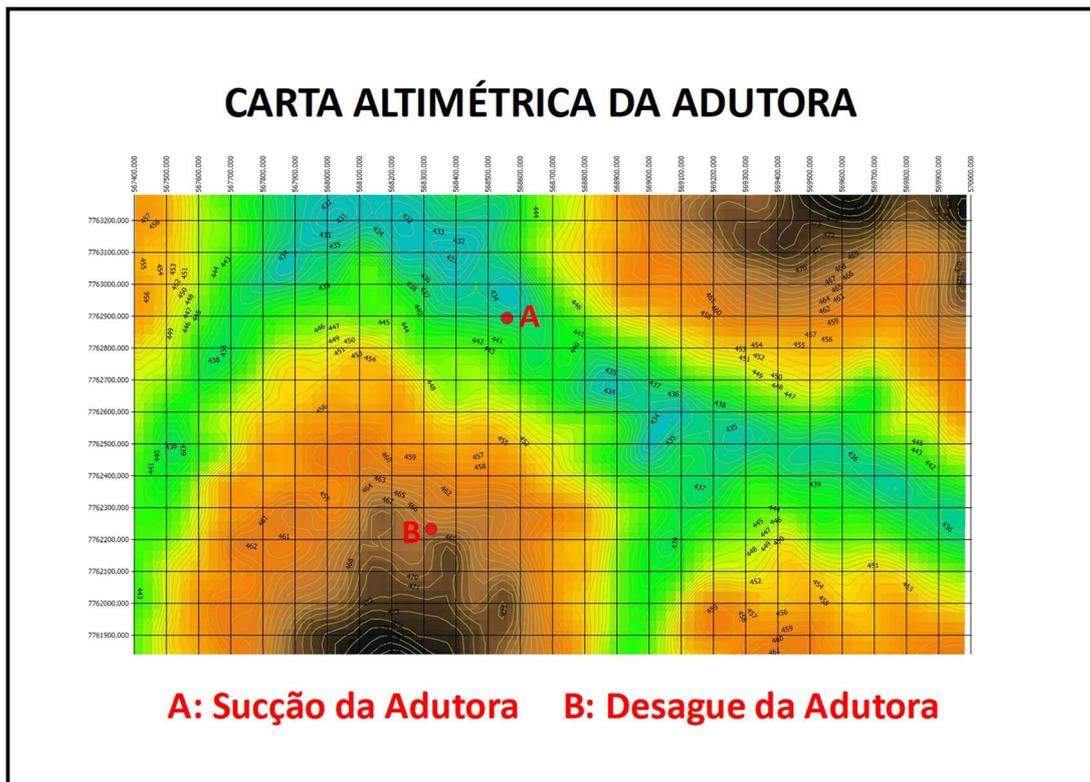


Figura 22: Carta altimétrica da região da adutora
 Fonte: Software QGIS versão 2.18.1

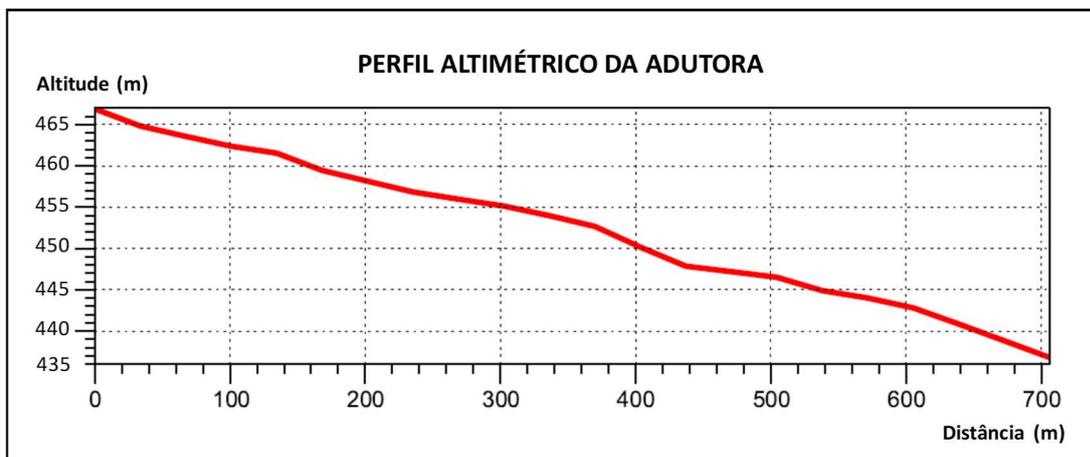


Figura 23: Perfil altimétrico da adutora
 Fonte: Software QGIS versão 2.18.1

A curva de desempenho desse equipamento foi obtida de catálogo do equipamento com base em uma altura manométrica de 32,5 metros de bombeio, o que indicaria uma capacidade de bombeio de até 870 m³/hora, apesar da pequena divergência entre a rotação de placa e a indicada no catálogo, conforme pode ser observado na Figura 24.

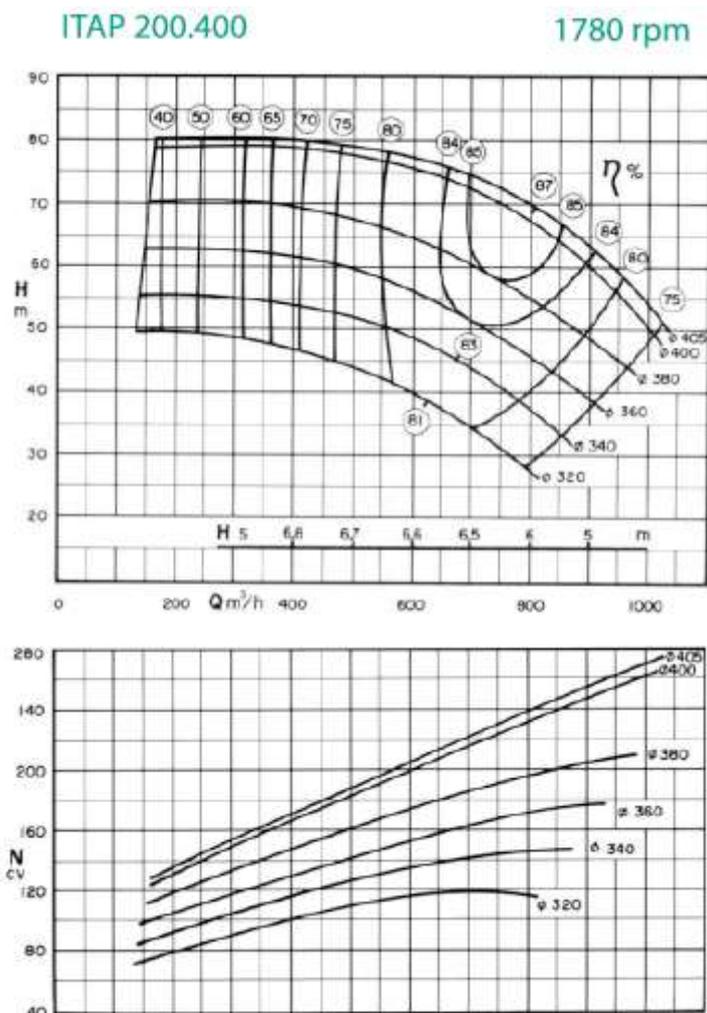


Figura 24: Curva de desempenho bomba IMBIL ITAP 200.400
Fonte: Catálogo Técnico (IMBIL, 2016)

Entretanto a vazão também pode estar limitada pela potência do motor. O motor acionador atua em tensão de 380 Volts. Foram realizadas 4 medições de amperagem nos cabos de alimentação com alicate amperímetro em dias distintos, as quais tiveram muito baixa dispersão (173,3, 174,7, 172,6 e 175,6) e medição média de 174,15 Amperes. O motor é trifásico com fator de potência igual a 0,87 (dados de placa). A potência já convertida em CV pode ser obtida pela fórmula (WEG, 2016):

$$Potencia(CV) = \frac{Voltagem \times Amperagem \times \sqrt{3} \times FatordePotência}{736}$$

$$Potência(CV) = \frac{380 \times 174,15 \times \sqrt{3} \times 0,87}{736} = 135,5CV$$

Como pode ser visto na Figura 24, para esta potência, a bomba realiza uma vazão entre 580 m³/hora e 600 m³/hora, limitada pela potência do motor e não pela capacidade da bomba em função da altura manométrica de bombeio. Este valor comprova que instrumento de medição de vazão de captação apresentava indicação não confiável, como já anteriormente suposto, e é compatível com a vazão de 579 m³/hora que foi avaliada no estudo de balanço hídrico de 2014.

Deste modo, foi considerado como ponto de partida para a avaliação da usina a de captação média de 579 m³/hora e consumo relativo de 1,65 m³/ton de cana processada, pela efetiva medição de moagem do ano de 2016, bem próxima a meta da usina de processamento de 2 milhões de toneladas de cana por ano.

Com base nessa mesma premissa, para se alcançar a exigência legal de 1,0 m³/ton de cana processada, mantendo um padrão de moagem praticado na safra 2016, será necessário reduzir captação média para 351,6 m³/hora, algo equivalente a 39,3% de economia no padrão atual de consumo.

5.2- Sistema de vapor e condensado

O sistema de vapor e condensado da usina possui baixo nível de recuperação de condensado e elevado make-up. O estudo de balanço hídrico de 2014 indicou um make-up contínuo de 22,7% no sistema de vapor e condensado, mas as observações mantidas ao longo da safra de 2016 apresentaram valores bem superiores.

Esta é a corrente hídrica de maior nível de tratamento de água na usina, e conseqüentemente, de maior custo de produção. Por estas razões, o ideal é que sua recuperação, sempre que possível, seja feita no próprio sistema de vapor e condensado e o estudo pretende aumentar a recuperação de correntes de condensado que hoje acabam por ser descartadas, seja por inexistência de sistema de coleta, pela condição de projeto ou por contaminação.

5.2.1- Sistema de geração de vapor

As Figuras 25 e 26 apresentam os dados e comparação de alimentação de água e produção de vapor das duas caldeiras existentes na usina, denominadas “A” e “B”.

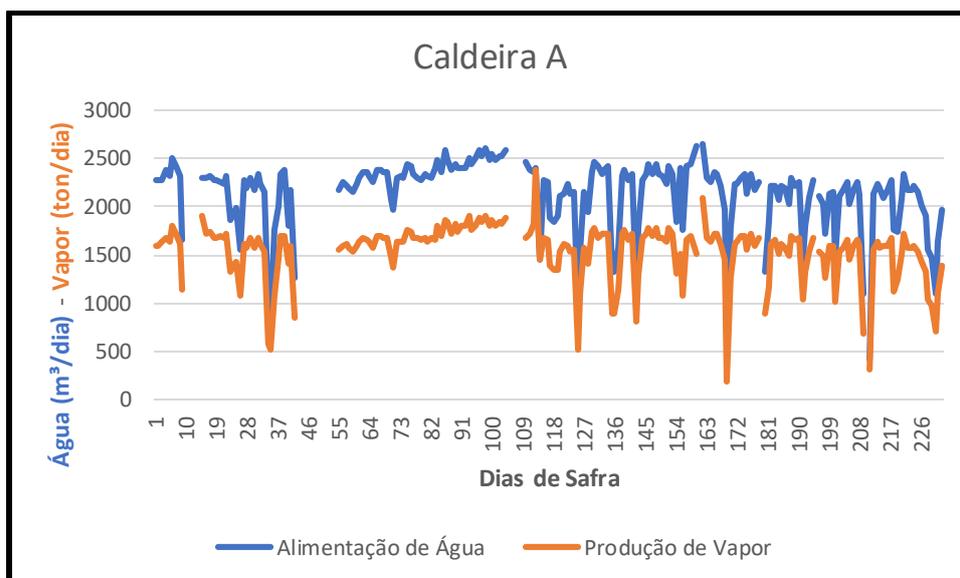


Figura 25: Consumo de água e geração de vapor da caldeira A

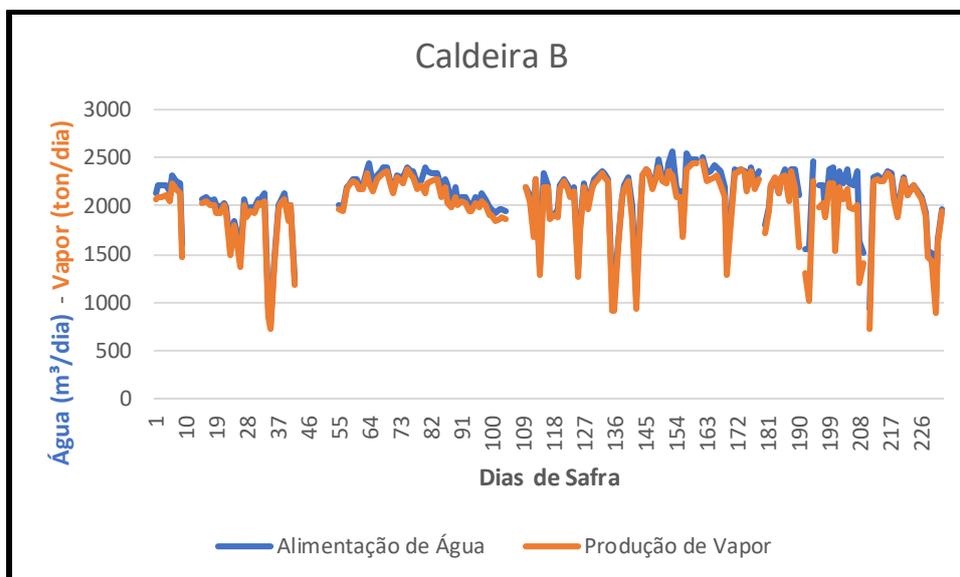


Figura 26: Consumo de água e geração de vapor da caldeira B

Em primeira análise dos dados já se verifica um grande desvio entre a alimentação de água e geração de vapor da caldeira A, tendo operado durante a safra

2016 com uma geração média de somente 72,2% de vapor em relação a quantidade de água recebida. No mesmo período, a caldeira B apresentou uma relação de 96,3%.

A própria geração de vapor tem perdas intrínsecas (BOTELHO, 2011). A primeira é a necessidade de se manter uma purga frequente de fundo dos tubulões de água das caldeiras para controle da concentração de sais que naturalmente se produz no processo evaporativo e que podem levar a uma corrosão acelerada da caldeira. A segunda é a necessidade periódica de “ramonagem”, processo assim conhecido como a necessidade de soprar periodicamente o lado externo dos tubos da fornalha com vapor vivo para remoção e limpeza de fuligem que se deposita sobre os tubos e prejudica a troca térmica. Estes equipamentos de ramonagem, denominados de “ramonadores”, necessitam operar com vapor superaquecido para evitar a erosão dos tubos com partículas de água, sendo necessária a manutenção constante de purga de condensado da rede de alimentação dos ramonadores.

Entretanto, estas perdas intrínsecas nunca poderiam ser nos níveis registrados na caldeira A. Desde a primeira visita à usina já na safra 2016 foi questionada a confiabilidade dos medidores da caldeira A ou eventual furo interno da caldeira, situação que não se era aceita pelos técnicos da usina em função de observação visual e verificações técnicas dos medidores. Na terceira visita, mantido o impasse, foi procedida uma inspeção externa em todo o equipamento, onde havia acesso, e identificado por termômetro ótico que a tubulação de descarga da válvula de segurança do superaquecedor da caldeira estava com temperatura extremamente elevada, 196°C, identificando elevada, porém não mensurável, perda de vapor superaquecido para a atmosfera, sem uma indicação visual clara. O nível de ruído no local é normalmente elevado e o acesso ao local não recomendado durante a operação normal. Posteriormente, em agosto, a usina teve uma parada operacional por outros motivos e a caldeira foi inspecionada internamente, tendo sido localizado um vazamento interno que também corroboraria para tal desvio. Segundo informações da usina, foi tentado uma correção provisória que se mostrou ineficaz e optaram por manter a operação até o final da safra nessa condição.

Somente em dois dias dessa safra, a caldeira A teve um comportamento semelhante de eficiência da caldeira B. Sem uma explicação plausível, a informação

foi considerada como uma coleta incorreta de dados do operador ou um problema localizado dos medidores.

Analisando o nível de alimentação de água das caldeiras, é possível verificar que ambas atuam muito próximo de seu limite de capacidade nas condições de projeto, situação que também se agrava pelo alto nível de reposição de água fria no sistema de condensado. Nas visitas realizadas, foi possível observar por diversos momentos instabilidades no sistema de geração de vapor que obrigava à paradas de moagem temporárias. Esta condição justifica em parte a diferença da moagem real diária e a de projeto das instalações, e o aumento da confiabilidade do sistema de geração de vapor deve permitir uma moagem diária em nível mais elevado, dando oportunidade paralela de reduzir o consumo específico de água captada.

Na análise operacional das caldeiras também foram observadas as seguintes condições de desvios e perdas:

- Em ambas as caldeiras a purga de fundo é manual. Os operadores deixam uma válvula com passagem restringida constante para o sistema de drenagem local. Análises da qualidade de água da caldeira são de rotina na usina uma vez em cada turno e no caso de valores mais elevados e próximos ao limite indicado operacionalmente as válvulas são um pouco mais abertas, mas os mesmos operadores não sabem identificar claramente o valor mínimo. O sistema descarrega para um sistema fechado de desague e de impossível avaliação de vazão. A água é coletada para reaproveitamento no sistema de lavagem de gases e cinzas, não representando uma perda hídrica global para a usina, entretanto outras oportunidades de otimização energética poderiam ser estudadas.

- Na caldeira B, o purgador do sistema de ramonagem estava com elevada temperatura da tubulação de descarga, longe do purgador, e fluxo constante, indicando manutenção deficiente do mesmo. Na caldeira A, não conseguimos acesso que permitisse avaliação. Ambas descargas também são coletadas para reaproveitamento no sistema de lavagem de gases e cinzas, não representando uma perda hídrica global para a usina.

- Em ambas as caldeiras o sistema de ramonagem é acionado com frequência única a cada turno de trabalho 8 horas, conforme instruções operacionais disponíveis, e uma vez acionado o sistema cumpre um ciclo automático, sendo, portanto, uma perda operacional normal de vapor que acaba sendo lançada para a atmosfera junto a saída de gases na chaminé.

Com base nessas observações, e considerando a perda da caldeira B como o razoável no processo operacional, caso a caldeira A tivesse desempenho similar da caldeira B, seria possível a economia de 21,6 m³/hora de alimentação de água.

Estes ganhos levam também a possibilidade de economia energética e viabilidade de venda de combustível com base nos seguintes valores:

- 21,6 toneladas de vapor perdido por hora
- 500 kg de bagaço por tonelada de vapor gerado
- 24 horas por dia em 240 dias de safra
- R\$ 50,00 por tonelada de bagaço

$$\frac{21,6 * 500 * 24 * 240 * 50}{1000} = R\$ 3.110.400,00 \text{ por ano}$$

5.2.2- Sistema de distribuição de vapor de alta pressão e vapor de escape

Desde o início da safra foi possível observar que, apesar do normal período de entressafra em que manutenções gerais são realizadas, não existe uma sistemática de manutenção ou acompanhamento dos sistemas de purga de condensado de ambas as redes.

O Anexo 1 apresenta uma tabela com todos os purgadores instalados na usina. Nem todos purgadores tiveram condição de acesso nas proximidades (indicado na tabela) e também foi considerada uma lista da própria usina para identificar estes casos. Nesta tabela foram identificados:

- Modelo e dimensão nominal de cada purgador
- Sistema instalado
- Vazão máxima para cada modelo e pressão operacional conforme indicações dos fabricantes (ASCA, 2009) (SPIRAX-SARCO, 2006, 2009, 2016)
- Descarga física atual e descarga física proposta
- Temperatura medida na tubulação de descarga
- Observação visual do ciclo de descarga
- Perda estimada

A falta de acesso, ou a impossibilidade de acesso face a temperatura e volume do nível contínuo de descarga em locais de espaços confinados (caso dos purgadores instalados sob a estrutura de concreto das instalações técnicas das moendas – Figura 27), além do elevado percentual de purgadores que não operavam em regime visível normal (71% dos casos em que foi possível observação visual), demonstra que não há uma inspeção regular dos mesmos como indica a boa prática de conservação de energia (SERRA, 2006).

Os resultados apontados na tabela do Anexo 1, indicam relativa correlação entre as temperaturas e o modo operacional visível dos equipamentos, demonstrando coerência entre as informações.

Com base nesses critérios, conservadores, conseguimos estimar somente em perdas por purgadores, um valor estimado de 7,03 toneladas de vapor por hora, das quais 5,38 toneladas de vapor por hora decorrentes de não adequada conservação e manutenção dos purgadores de vapor e 1,64 toneladas de vapor por hora por todos os purgadores da usina descarregarem para a atmosfera.



Figura 27: Coletor de saída dos purgadores instalados sob a moenda (purgadores 4, 18 e 19 conforme Anexo 1) demonstrando fluxo e perda contínua de vapor, inviabilizando acesso aos equipamentos.

As perdas adicionais de vapor por conta do mau funcionamento dos purgadores (5,38 ton/hora), similares a vazamentos, também levariam a possibilidade de economia energética e viabilidade de venda de combustível excedente. As perdas normais, mesmo que coletadas, são naturais do processo.

- 5,38 toneladas de vapor perdido por hora
- 500 kg de bagaço por tonelada de vapor gerado
- 24 horas por dia em 240 dias de safra
- R\$ 50,00 por tonelada de bagaço

$$\frac{5,38 * 500 * 24 * 240 * 50}{1000} = R\$ 774.720,00 \text{ por ano}$$

Considerando que as estações de purga já estão instaladas restando somente a construção de tubulações para o encaminhamento adequado do exausto dos purgadores, e que existem em todos os locais da usina oportunidades próximas dessa conexão, não superiores a 30 metros em média, o valor do investimento total incluindo

serviços de tubulação e isolamento térmico podem ser pagos com o valor economizado somente no primeiro ano de operação. A usina possui um orçamento de um fornecedor para estes serviços, datado de 15/09/2015, no valor total de R\$ 183.425,58.

O grande volume de vapor perdido pelo mau funcionamento dos purgadores, reforça o que diversos autores aqui já citados falam da importância de uma boa inspeção sistemática e manutenção de purgadores ao longo de todo o período operacional. (HUGOT, 1986); (CAMARGO, 1990); (ELETROBRAS, 2005); (SERRA, 2006); (REIN, 2007). Estas perdas também aumentam a necessidade de reposição de água fria para alimentação da caldeira, contribuindo para as condições operacionais desfavoráveis muito próximas das condições de projeto das caldeiras e menor confiabilidade operacional.

5.2.3- Sistema de controle da rede de vapor de escape

O objetivo desse sistema seria manter a temperatura e pressão da rede de vapor de escape para consumo na destilaria e aquecedores de caldo em condições controladas e bem próximo da temperatura de saturação do vapor, pois como o uso desse vapor é somente para aquecimento, não é conveniente colocar o mesmo nesse tipo de equipamento, que se baseia principalmente na troca de calor latente de evaporação/condensação, em estado superaquecido, o que dificulta a troca térmica e eficiência dos aquecedores.

Foi possível observar, em nossas visitas, algumas medições pontuais e notar que o sistema não opera bem, com grandes flutuações, em especial quando existem variações de moagem, queda de sistemas de geração e outras flutuações de processo. Entretanto, como não existem dados gravados nos sistemas de controle e nem essas variáveis constam de relatórios operacionais manuais, apesar da importância da informação para a eficiência do processo, não foi possível traçar um gráfico das flutuações.

No arranjo atual este controle se mostra falho em diversos aspectos:

- A retirada de vapor para uso nos aquecedores se faz somente da rede de vapor de escape que sai dos geradores, sem nenhum tipo de controle;
- A injeção de vapor da válvula redutora se faz somente no ramal da rede de vapor de escape que sai dos geradores;
- A injeção de água para dessuperaquecimento do vapor se dá antes da injeção da válvula redutora, e nos dois ramais;
- A tomada de pressão e temperatura que emite sinais para as duas válvulas de controle, redutora e dessuperaquecedora, coleta informações somente da rede de vapor de escape que sai das moendas, antes da mistura com a outra rede que recebe o vapor da válvula redutora (mais quente) e após o ponto de injeção da válvula dessuperaquecedora neste ramal (mais frio).

O resultado observado na usina é que o vapor que chega a destilaria é altamente instável em temperatura e pressão, gerando constantes oscilações e baixa eficiência de processo, situação que se agrava em dias de ritmo de moagem instável por condições climáticas, situações em que a válvula de alívio para atmosfera atua de forma mais frequente quando da variação da produção de vapor de escape nas turbinas do sistema de moagem.

Pelo não registro de nenhuma das informações em sistema de controle da usina e inviabilidade de se conseguir dados no campo de forma constante para uma análise, não foi possível fazer uma avaliação da perda de eficiência e de vapor desse sistema. De todo modo é uma recomendação importante que a usina proceda a uma modificação do lay-out dessas tubulações e, em especial, substitua esse conjunto de duas válvulas por um sistema de controle integrado, conhecido como válvula condicionadora, que já atua de forma integrada com a atuação da válvula redutora de vapor para atender à necessidade de consumo e com a atuação da válvula de injeção e água para atender à necessidade de redução da temperatura do vapor.

5.2.4- Outros usos indevidos de vapor

Durante o nosso estudo e levantamento de dados de campo, foram observadas duas tomadas de vapor de alta pressão não constantes na configuração original da usina, e que, portanto, também não fizeram parte do estudo do balanço hídrico de 2014.

Na Figura 9 aparecem como duas tomadas (identificadas como VL) nos ramais de alimentação das turbinas dos picadores 1 e 2. A Figura 28 mostra uma dessas tomadas, instaladas bem ao lado da estação de purga da turbina do picador 1.

As duas tomadas possuem descarga livre para atmosfera, atuando com jatos de vapor para limpeza da correia metálica transportadora de cana recebida. Em conversa com os operadores locais, essa solução foi adotada para evitar perda de cana, e consequente açúcar, presa na corrente, assim como outros problemas de travamento nos sistemas acionadores da corrente.



Figura 28: Tomada de vapor ao lado da estação de purga da turbina do picador 1. Tubulações sem isolamento térmico e uso de vapor em condição não prevista no projeto da usina.

Apesar da razão técnica da necessidade de limpeza, essas duas tomadas de $\frac{3}{4}$ " de diâmetro, representam elevada perda de vapor para a atmosfera. Este tubo, em schedule std (40), apresenta um diâmetro interno de 20,96mm, o que descarregando

vapor livre de 20Kgf/cm² para atmosfera representa 3.620 Kg/hora de vapor perdido em cada uma das tomadas, um total de 7,24 toneladas por hora de vapor perdido (TLV 2017).

Este sistema pode ser substituído por uma lavagem em circuito fechado de água bruta fria, atuando com jatos de água concentrados sobre a corrente em seu retorno e coleta do material desprendido. Este sistema deve ter uma coleta por peneiras de eventuais arrastes de cana, retornando o material sólido para as correias metálicas, reaproveitando a matéria prima. Foi avaliado que este circuito fechado pode ter perdas por respingos ou arraste com a cana que retorna em até 0,5 m³/hora.

Esta é uma prática já adotada em outras usinas. A construção desse sistema, simples, constando de um tanque de recirculação, bombas, tubulações e sistema de coleta sob a esteira, apesar de não estimado e detalhado, tem custo bem inferior à potencial economia anual.



Figura 29: Rede de vapor de escape. Qualidade deficiente de isolamento térmico em tubulações de vapor. Possível ainda observar vazamentos constantes em uniões flangeadas.

Diversos outros pontos de fuga de vapor foram visualizados na usina, como por exemplo o vazamento no flange da linha de vapor de escape indicado na Figura 29. A mesma figura mostra deficiências no sistema de isolamento térmico. Na falta de uma condição clara de como avaliar as perdas nesses vazamentos, foi considerada

em geral uma perda equivalente ao que seria o teórico de todas as estações de purga da usina, já detalhado no item 5.2.2, no valor de 1,64 toneladas de vapor por hora.

O total de perdas calculadas e estimadas nesse conjunto de usos indevidos e perdas seria de 8,88 toneladas de vapor por hora, o que também representaria uma viabilidade de melhorar a eficiência energética do sistema de geração de vapor e economia de bagaço com base nos mesmos critérios definidos no item 4.2.2.5.

- 8,88 toneladas de vapor perdido por hora
- 500 kg de bagaço por tonelada de vapor gerado
- 24 horas por dia em 240 dias de safra
- R\$ 50,00 por tonelada de bagaço

$$\frac{8,88 * 500 * 24 * 240 * 50}{1000} = R\$ 1.278.720,00 \text{ por ano}$$

Para efeito de economia de água bruta, foi considerada a oportunidade reduzida em 0,5 m³/hora, em função de perdas do circuito fechado de lavagem a ser construído.

5.3- Sistema de águas residuárias

O sistema de medição da saída do tratamento de águas residuárias ficou inoperante em boa parte do início da safra e só foi possível coletar dados que aparentam mais confiáveis a partir de 14/06/2016. Os resultados de medição da calha “Parshall” podem ser vistos na Figura 30.

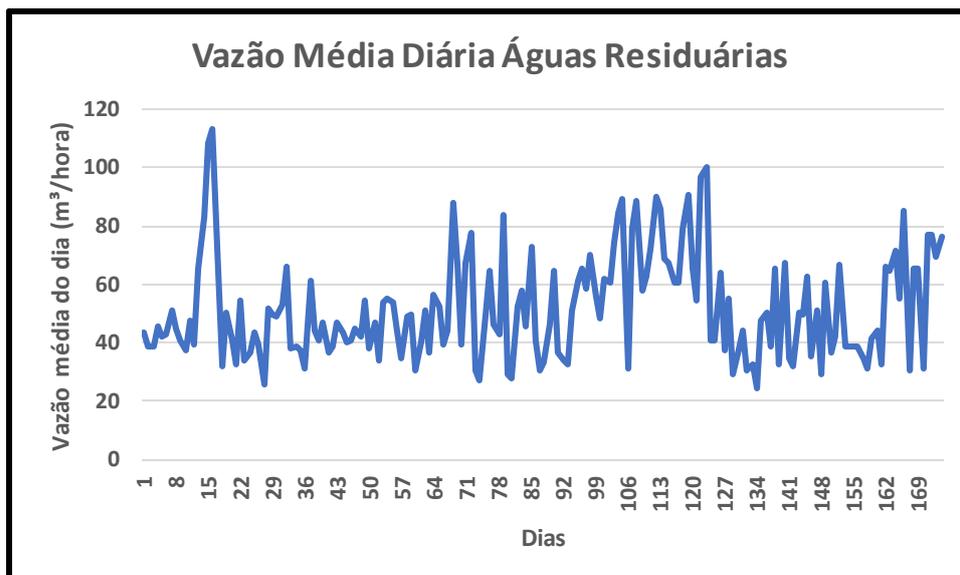


Figura 30: Vazão média diária de águas residuárias (calha Parshall)

O sistema, por sua natureza e descontrole histórico de modificações, também recebe toda a água de chuva coletada na região de processo da usina, o que torna a medição com picos e variações que não indicam somente o que efetivamente é oriundo como descarte do processo.

A medição média no período da safra 2016 em que houve coleta de dados foi de 51,6 m³/hora. O único parâmetro de comparação existente foi o estudo de balanço hídrico realizado em 2014 que indicava uma vazão média de 26 m³/hora resultante das seguintes parcelas:

- Purga de sistemas de refrigeração: 14 m³/hora
- Retrolavagem da estação de tratamento de água: 2 m³/hora
- Limpezas, lavagem de pisos, etc: 10 m³/hora

O balanço hídrico de 2014, nessa parte, se mostrou efetivamente incorreto. Existem muito mais correntes que circulam pela usina que retornam para o sistema, isso sem contar vazamentos constantes.

As medições pontuais realizadas nos pontos de descarte identificados na Tabela 1 (item 4.4.3), com o tempo para enchimento de 10 litros, estão lançados na Tabela 4.

Tabela 4: Medições realizadas em drenagens

Medições realizadas em drenagens					
Tempos em segundos para enchimento de 10 litros					
Medição	Diâmetro da tubulação (")				
	2	1 1/2	3/4	1/2	1/4
1	5,4	8,6	32,4	71,4	182,0
2	6,2	8,4	29,3	67,5	174,3
3	5,9	9,1	31,1	70,3	165,9
4	5,3	8,5	29,6	68,5	170,4
5	5,7	8,3	28,9	73,0	195,2
6	6,1	8,5	30,9	66,7	188,4
7	5,8	9,0	30,4	67,1	175,7
8	5,5	8,7	29,9	71,1	187,6
Média	5,74	8,64	30,31	69,45	179,94
Vazão (m³/hora)	6,256	4,155	1,184	0,517	0,199

As vazões já calculadas, corrigidas em função do padrão de medida de volume utilizado, em função do destino, estão apresentadas na Tabela 5.

Tabela 5: Total de volume recuperáveis (versão inicial)

Volumes Recuperáveis				
Destino Atual	Diâmetro (")	Quantidade	Vazão Unitária (m ³ /h)	Vazão Total (m ³ /h)
Piscina Ág Bruta	2	5	6,256	37,8
	1 1/2	1	4,155	
	3/4	2	1,184	
Ág Residuárias	2	2	6,256	40,6
	1 1/2	3	4,155	
	1/2	24	0,517	
	1/8	16	0,199	

A análise desse resultado nos trouxe algumas dúvidas sobre as informações disponíveis. À primeira vista, foi verificada uma possibilidade de recuperação de quase 78,7% (40,6 m³/h x 51,6 m³/h) das águas residuárias medidas com estas medidas pontuais de coleta. Por outro lado, em muitos dias em que houve moagem, a vazão de 40,6 m³/h foi superior à média diária de medição na calha Parshall, o que seria inviável de ocorrer, sendo estes dias de moagem até mesmo elevada em volume.

Surgiram duas hipóteses. A primeira da qualidade da medição das águas residuárias, o que não seria de todo improvável, considerando a própria qualidade da medição do volume captado que já comprovada ser inconsistente e subdimensionada.

A segunda hipótese, também de alta probabilidade, que parte desses volumes que a princípio considerados como destinados às águas residuárias, fosse na verdade também devolvido à piscina de água bruta. Tal dúvida foi levantada quanto a água usada na refrigeração dos mancais das turbinas das moendas, cujo encaminhamento visual não nos permitiu esclarecer essa dúvida, pois a tubulação de descarte desaparece sobre o piso e sem sinais da conexão final. São sistemas bem similares às turbinas dos geradores, que retornam para a piscina de água bruta.

Na falta de documentação técnica e tendo que permanecer somente na afirmação de memória de operadores mais antigos, que também divergiram, optou-se por considerar que esta corrente também acaba por retornar por gravidade para a piscina de água bruta, hipótese mais provável, sendo a viabilidade de recuperação de águas residuárias nesta amostra reduzida portando para 15,6 m³/hora, em locais onde visivelmente foi possível constatar a água direcionada para canaletas de água contaminada com água de piso, o que representa 30,2% da medição média de águas residuárias da usina. A Tabela 6 consolida essa avaliação, corrigindo a tabela apresentada na Tabela 5.

Tabela 6: Total de volume recuperáveis (versão final)

Volumes Recuperáveis				
Destino Atual	Diâmetro (")	Quantidade	Vazão Unitária (m³/h)	Vazão Total (m³/h)
Piscina Água Bruta	2	7	6,256	62,8
	1 1/2	4	4,155	
	3/4	2	1,184	
Ág Residuárias	1/2	24	0,517	15,6
	1/8	16	0,199	

Importante lembrar que a vazão medida de retorno para a piscina de água bruta (62,8 m³/h) não representa uma economia efetiva, pois ela já retornaria em circuito fechado para a piscina de água bruta, mas existem outras possibilidades de aproveitamento desta corrente, aproveitando o calor por ela absorvida e evitando pelo menos as perdas nos sistemas de aspersão para resfriamento, que serão tratadas em outros pontos deste trabalho.

Os efluentes que se dirigem para o sistema de recuperação de águas residuárias poderiam ter dois destinos alternativos:

(a) Serem integrados ao sistema de água de refrigeração. O grande problema dessa opção seria um eventual vazamento de óleo ou graxa nos trocadores, já que essas correntes poderiam sofrer contaminação e levar óleo para esse circuito. A opção de instalar um separador no circuito é mais complexa, pois o circuito operaria de forma pressurizada e tempo de residência muito curto.

(b) Serem coletados e enviados a um sistema com separador de placas, dedicado, na qual seriam removidos eventuais traços de óleo e graxas, com tempo de residência adequado, e o efluente ser enviado para o sistema de tratamento de água (clarificação) para outros usos internos. Esta solução foi a considerada adequada, entretanto optou-se por somente concentrar a coleta nos resfriadores de mancais da moenda, por ser a parcela de maior volume (12,4 m³/hora) e estarem geograficamente concentrados, o que reduz o investimento necessário. Os efluentes das bombas são de menor vazão e distantes entre si, não justificando o investimento.

5.4- Sistema de tratamento de águas residuárias

O sistema de tratamento de águas residuárias foi projetado com a finalidade específica de eventual remoção de óleos e graxas, e posterior encaminhamento da corrente para ser agregada na corrente de vinhaça e destino à fertirrigação. É uma solução ambientalmente adequada e aprovada pelos órgãos de controle ambiental, mas que desperdiça enorme quantidade de água que pode ter aplicação mais nobre.

A saída é acompanhada semestralmente com análises de terceira parte, exames laboratoriais que a usina não realizada internamente e que fazem parte de exigências da CETESB. São acompanhados 21 parâmetros inorgânicos, 10 parâmetros orgânicos e 7 outros parâmetros de condições de lançamento. Em função da periodicidade, e resultados favoráveis que não obrigam a repetir a necessidade de ensaios, pudemos ter acesso a três conjuntos de análises.

A Tabela 7 apresenta os resultados de parâmetros inorgânicos e orgânicos que tiveram pelo menos uma medição acima dos limites de detecção e todos os demais parâmetros de controle.

Dos 21 parâmetros inorgânicos, 9 apresentaram resultados abaixo dos limites quantificáveis nas três análises (Arsênio, Boro, Cianeto total, Cianeto livre, Cromo hexavalente, Estanho, Mercúrio, Prata e Selênio). Entre os 12 que apresentaram resultados quantificáveis em pelo menos uma das análises, identificados na Tabela 7, todos bem abaixo dos valores máximos permitidos.

Dos 10 parâmetros orgânicos, 8 apresentaram resultados abaixo dos limites quantificáveis nas três análises (Benzeno, Clorofórmio, Dicloroetano, Estireno, Etilbenzeno, Tetracloroeto de Carbono, Tricloroetano e Xileno). Os 2 que chegaram a apresentar em pelo menos uma análise resultado quantificável, identificados na Tabela 7, também ficaram bem abaixo dos limites máximos admissíveis.

Tabela 7 – Parâmetros de qualidade no efluente da estação de tratamento de águas residuárias

Parâmetros Inorgânicos	Medição 1	Medição 2	Medição 3	Limite	Unidade
Bário	0,079	0,781	0,184	5,000	mg/l
Cádmio	ND	ND	0,006	0,200	mg/l
Chumbo	ND	ND	0,049	0,500	mg/l
Cobre dissolvido	0,009	0,012	0,028	1,000	mg/l
Cromo trivalente	ND	0,013	0,054	1,000	mg Cr/l
Ferro solúvel	2,670	4,030	7,410	15,000	mg/l
Fluoreto total	0,286	0,399	0,266	10,000	mg F-/l
Manganês dissolvido	0,304	0,970	0,614	1,000	mg/l
Níquel	ND	0,013	0,012	2,000	mg/l
Nitrogênio Amoniacal Total	1,014	5,240	0,537	20,000	mg NH3-N/l
Sulfeto	ND	ND	0,251	1,000	mg S2-/l
Zinco	0,149	0,083	0,187	5,000	mg/l
Parâmetros Orgânicos					
Fenóis totais	ND	0,156	0,080	0,500	mg fenol/l
Tolueno	0,009	0,003	0,002	1,200	mg/l
Outros Parâmetros de Controle					
pH	7,1	6	5,5	entre 5 e 9	N/A
Temperatura	30	26	32,5	40	°C
Materiais sedimentáveis	2,5	19	70	1	ml/l
Materiais flutuantes	Ausentes	Ausentes	Ausentes	Ausentes	N/A
Óleos minerais	ND	ND	ND	20	mg/l
Óleos vegetais e gorduras animais	ND	ND	63,4	50	mg/l
DBO (incubação 5 dias)	727	523	2207	(a)	mg/l
Observações					
ND - Abaixo do limite de detecção do método legal exigido					
N/A - Não aplicável					
(a) - Mínimo de 60% de remoção em relação do captado					

Entre os 7 parâmetros de controle, todos apresentados na Tabela 7, 2 (dois) não permitiriam sistematicamente o seu lançamento em cursos de água: Materiais sedimentáveis e DBO. Entretanto, estes parâmetros não são inconvenientes nos níveis registrados para a mistura com vinhaça e uso na fertirrigação. Houve um registro pontual anormal e ligeiramente acima dos parâmetros de óleos vegetais e gorduras animais, material que não é incorporado ao processo de produção. A própria usina investigou e correlacionou com limpeza que possível limpeza que foi feita na caixa de gordura do restaurante industrial.

Resultados elevados de DBO não são uma surpresa para a atividade da usina, já que em muitas partes do processo derrames de caldo levam quantidades mais elevadas de açúcar nas correntes de águas residuárias.

Quanto aos materiais sedimentáveis, boa parte da área da usina não tem pavimentação e arrastes de materiais sólidos se misturam nas correntes. Um cuidado mais apurado com a limpeza das caixas de sedimentação da estação de tratamento já resolveria este problema, pois foi possível observar o sistema bem assoreado em algumas das visitas realizadas. Este parâmetro melhoraria sobremaneira a qualidade visual do efluente.

Mesmo com estes registros, a condição geral permite o uso de pelo menos parte da corrente sem tratamentos adicionais em algumas utilizações internas, como veremos a seguir. Não se recomenda, entretanto, utilizar a corrente como água bruta para o processo de produção, pois certamente ela iria contribuir para a saturação de alguns componentes ao longo do tempo.

5.5- Sistema de destilação – Flegmassa

Para os cálculos e análise da quantidade de flegmassa produzida, foram considerados os dados de ensaios de rotina de concentração alcóolica no vinho e na flegmassa do laboratório no período entre 17/06/2016 a 26/07/2016, intervalo em que houve ausência de paradas de moagem por chuvas ou por problemas de confiabilidade maiores na usina que pudessem perturbar os resultados obtidos. As Figuras 31 e 32 apresentam as medições médias diárias obtidas desses valores. No

período a concentração alcoólica média no vinho foi de 6,86% e na flegmassa de 0,015%.



Figura 31: Concentração alcoólica no vinho no período de 17/06/16 a 26/07/16

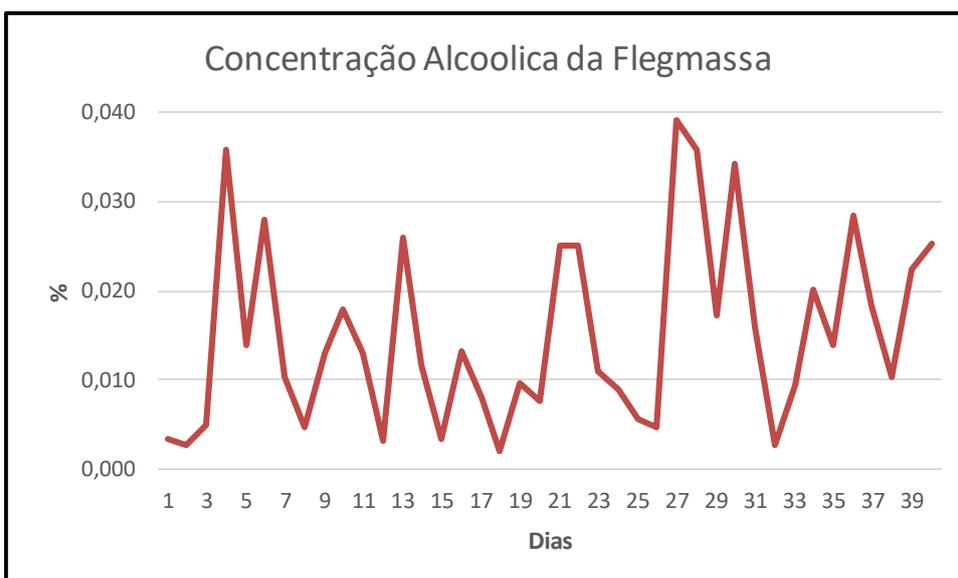


Figura 32: Concentração alcoólica na flegmassa no período de 17/06/16 a 26/07/16

A primeira constatação da Figura 32 é que apesar da variação nas concentrações alcoólicas medidas na flegmassa, este valor sempre foi baixo, o que não inviabilizaria o seu uso interno em outras aplicações. Em realidade, pela própria temperatura de saída desse produto no processo, ao redor de 100°C, a depender da aplicação, o baixo teor de etanol remanescente se volatilizaria rapidamente. As variações, entretanto, são relativamente elevadas, e refletem os problemas já anteriormente descritos de controle da qualidade de vapor de escape que alimenta a destilaria. Melhorias no sistema de controle da rede de vapor de escape, já discutido

no item 5.4.2.3, resultados ainda menores seriam obtidos, praticamente zerados, como se deseja em um processo com bom nível de controle e tradição na indústria.

Como a produção de etanol anidro é incerta e variável com o mercado, foi considerado para efeito de cálculo, somente a produção de etanol hidratado na usina. Essa consideração dará um resultado mais conservativo de produção de flegmassa, porém mais seguro. Por outro lado, foram desconsideradas as pequenas perdas de etanol verificadas na flegmassa, bem menores que a primeira hipótese.

Também não foi considerada a injeção de mais água no processo pela borbotagem (injeção de vapor vivo) na primeira coluna, pois esse volume estará sendo considerado em outro item, avaliando a possibilidade de economia de vapor.

Partindo de um vinho com concentração alcoólica de 6,86% objetiva-se alcançar uma produção de etanol hidratado com concentração de 93,6% (especificação de produção da usina para garantia da qualidade do produto estocado para venda não permanecer abaixo do mínimo exigido pela ANP para venda como etanol carburante), tendo uma etapa intermediária de produção de flegma com concentração de 44,0%.

Para simplificar as relações, consideremos que para 100 litros de vinho que entra, 6,86 litros seriam de etanol puro em sua composição.

Na saída da primeira coluna, o vinho intermediário teria o mesmo volume de etanol, sem perdas, com uma concentração de 44%. Isto daria uma produção de 15,59 litros de flegma e conseqüentemente 84,41 litros de vinhaça.

Na segunda coluna, estes 15,59 litros de flegma, ainda com 6,86 litros de etanol puro em sua composição, novamente considerando sem perdas, daria uma produção de 7,329 litros de etanol hidratado 93,6% e conseqüente 8,261 litros de flegmassa. Temos, portanto, uma proporção de 1,127 litros de flegmassa para cada litro de etanol hidratado produzido.

Neste mesmo período de análise, do dia 17/06/2016 a 26/07/2016, a usina produziu 21.645,745 m³ de etanol hidratado e 10.100,354 m³ de etanol anidro. Considerando a equivalência de concentração do etanol hidratado e anidro, fator de conversão 1,037657 utilizado pela usina para esse cálculo em função das

concentrações de etanol em cada produto, se toda a produção no período fosse de etanol hidratado, a produção equivalente de hidratado no período seria de 32.126,448 m³ de etanol hidratado.

Pela relação anterior, a produção de flegmassa no mesmo período seria de:

$$\text{Volume de Flegmassa} = \text{Volume de Etanol Hidratado} \times 1,127 = 36.206,5 \text{ m}^3$$

No período de 40 dias, com produção de 24 horas por dia, equivale a uma produção média de 37,715 m³ por hora de flegmassa, volume que pretende-se utilizar em correntes internas evitando o seu desperdício e menor captação de água.

Este valor é inferior ao que foi avaliado no balanço hídrico de 2014 para uma moagem equivalente de 10.000 toneladas de cana por dia. No balanço hídrico, haveria uma produção de 56 m³ por hora de flegmassa. Como no período estudado a moagem média diária foi de 9.822 toneladas de cana, este estudo de balanço hídrico daria por equivalência uma geração de flegmassa um pouco menor, de uma geração de vinhaça um pouco menor, de 55 m³ por hora, ainda 45,8% superior que o nosso cálculo.

Os principais motivos analisados de serem possíveis de causar essa diferença são:

- (a) o estudo ter considerado uma cana com maior concentração de açúcar e melhor eficiência de processo, gerando uma produção de etanol 13,4% superior ao que a usina conseguiu no período estudado, tendo moído somente 1,8% a mais de cana;
- (b) o estudo ter considerado uma concentração do flegma ainda inferior a 44% em função da borbotagem, informação não encontrada no estudo;
- (c) o estudo ter considerado que parte do vapor injetado na borbotagem saia na flegmassa, algo que já anteriormente explanado não foi considerado pois esse volume será avaliado em outro ponto do nosso estudo;

(d) ter considerado uma produção média ano de 44,4% de etanol anidro em relação ao volume total, enquanto nosso estudo considerou uma produção somente de etanol hidratado para ser mais conservativo.

Existem experiências não documentadas, em outras usinas visitadas, do uso desta corrente hídrica para algumas finalidades, mas são casos de referência limitada e a aplicação depende de características de cada processo e da qualidade da flegmassa produzida em cada instalação.

Como demonstrado no item de preparação de fermento, um dos usos poderia ser na própria preparação do fermento. Em visita a uma usina que concentra vinhaça, processo de investimento bem elevado, foi possível constatar que a corrente hídrica destilada e a flegmassa são armazenadas em tanque, esfriando naturalmente e utilizadas na diluição do mel (a usina produz açúcar e o resíduo não cristalizado é diluído para produção de etanol) para posterior fermentação, sem prejuízos notados de rendimento, o que coincide com os estudos aqui realizados. Ocorre que para este uso é necessário que a corrente seja resfriada antes da preparação, visando manter a atividade fermentativa, o que exige mais investimentos.

A literatura em geral indica o uso da flegmassa quente na esterilização das dornas, processo que se faz no caso de fermentação por bateladas após cada ciclo de fermentação, mas a usina em estudo trabalha com processo de fermentação contínua, sem possibilidade desse tipo de aplicação.

Outra opção estudada foi a de usar essa corrente hídrica de boa qualidade, nos circuitos de água de refrigeração. Os traços residuais de etanol seriam rapidamente evaporados e não constituiriam nenhum problema, mas seria inviável pensar em resfriar esse volume de água no atual sistema de refrigeração, já sobrecarregado e com baixa eficiência, como veremos a seguir.

Finalmente, foi considerada a utilização da corrente para uso na embebição da cana, no processo de moagem. Como a usina não produz açúcar, todo o caldo é enviado para a produção de etanol. Não foi possível obter referências teóricas desse tipo de aplicação, uma vez que a maior parte das usinas usa essa corrente mesmo é na assepsia de dornas de fermentação em batelada (processo mais comum). Em contato com duas usinas também de fermentação contínua, técnicos locais indicam

que esta é uma possibilidade de uso já visualizada, mas que no momento ainda preferem manter a mistura com a vinhaça por não estarem com pressões ambientais para redução do consumo de água e a solução requerer algum investimento para transporte interno do efluente. Como o uso da mesma não prejudicou o processo fermentativo e a usina dedica 100% do caldo para produção de etanol (não produzindo açúcar para consumo humano), eventuais outros resíduos na flegmassa que já não prejudicam o processo fermentativo não trariam novos inconvenientes. Como vantagem adicional, que será visto em outro item deste estudo, a corrente não precisa passar por processo de esfriamento, utilizando-se como benefício também a carga térmica.

5.6- Sistema de água de refrigeração

A grande maioria dos sistemas utiliza água bruta, diretamente captada no rio a partir da bacia de aspersão. Somente um sistema utiliza água clarificada, em função das características construtivas dos equipamentos que ele supre e também pela limitação atual de produção de água de melhor qualidade.

O uso de água bruta traz os seguintes inconvenientes:

- (a) maior quantidade de produtos químicos para tratamento da água visando evitar a formação de algas e outras colônias de micro organismos;
- (b) maior necessidade de make up (reposição) de água no sistema em função de purga frequente do fundo das torres por acúmulo de lodo;
- (c) maior frequência de limpeza mecânica dos trocadores de calor de processo, com custos de manutenção, mão de obra e materiais.

No sistema da bacia de captação e aspersão, é utilizada água bruta sem tratamento algum, o que gera maior necessidade de limpeza dos equipamentos industriais e perda de eficiência do processo. O sistema também é fechado, mas a água retorna para a piscina de captação de água bruta, sendo lançada na mesma através de aspersores que produzem uma névoa para resfriamento durante a queda. Grande parte da água na névoa é perdida por ventos e respingos fora da bacia de contenção.

5.6.1- Sistemas de torres de resfriamento de água

As temperaturas médias obtidas de entrada e saída de cada sistema estão apresentadas na Tabela 8, que inclui o cálculo do rendimento operacional. Não foi possível em todos os dias de medição observar a temperatura de bulbo úmido da região, mas os dados de projeto representam a média da região e que foi considerada no cálculo dos rendimentos.

Tabela 8: Temperaturas médias medidas nos sistemas de refrigeração da usina

Temperaturas Médias Medidas nos Sistemas de Refrigeração da Usina					
	Sistema 1	Sistema 2	Sistema 3	Sistema 4	Sistema 5
Temperatura de Entrada de Água (°C)	36,8	36,2	34,0	35,1	36,0
Temperatura de Saída de Água (°C)	29,2	28,4	30,6	28,0	31,2
Rendimento Operacional da Torre "μ"	62%	67%	36%	67%	44%

Aplicando a fórmula definida no item 4.4.6.1 aos dados de projeto e nas temperaturas de medidas, temos a capacidade térmica de projeto de cada sistema, a capacidade térmica realizada e a relação entre as capacidades. O resultado está na Tabela 9.

Tabela 9: Capacidades Térmicas de Projeto e Utilizadas

Capacidades Térmicas dos Sistemas de Refrigeração da Usina (Kcal/hora)					
	Sistema 1	Sistema 2	Sistema 3	Sistema 4	Sistema 5
Nas Temperaturas de Projeto	16.800.000	10.400.000	5.400.000	10.400.000	51.000.000
Nas Temperaturas Operacionais Médias	7.980.000	5.070.000	2.040.000	4.615.000	14.400.000
Capacidade Média Utilizada / Projeto (%)	48%	49%	38%	44%	28%

Verifica-se, de forma imediata, um contrassenso entre uma posição dos técnicos da usina que os sistemas de resfriamento não suportam o processo e a baixa utilização das capacidades de projeto em todos os sistemas.

Alguns consumos de água, naturais desses sistemas, como o caso de evaporação, arraste e purga, são necessários ao próprio processo e não há muito como se falar em redução de consumo nesses quesitos, mas o sistema em si possui diversas deficiências e é com base nesses dados que nossa avaliação de ganhos irá prosseguir.

O primeiro ponto a abordar é a qualidade da água. Nenhuma literatura recomenda o uso de água não clarificada e tratada em sistemas de refrigeração. A

quantidade de depósitos traz a ocorrência de depósitos nas superfícies de troca de calor o que dificulta o processo de troca e forte indutor de possibilidade de corrosão acentuada nos sistemas (SILVA, 2010).

A Figura 33 mostra uma comparação de águas amostradas em cada um dos sistemas, inclusive na bacia de captação e aspersão. Como já citado, o sistema da torre 4 opera com água clarificada. Nas demais torres, cuja reposição é feita com água bruta oriunda da bacia de captação, a água apresenta aspecto extremamente turvo e variável, inclusive com turbidez mais elevada que da água da bacia de captação, sem qualquer tratamento químico. No caso da bacia de captação o melhor aspecto se dá pela elevada taxa de reposição, com o a recepção e reposição contínua de 579 m³/hora para uma circulação de 1.200 m³/hora e grande parcela em circuito aberto.

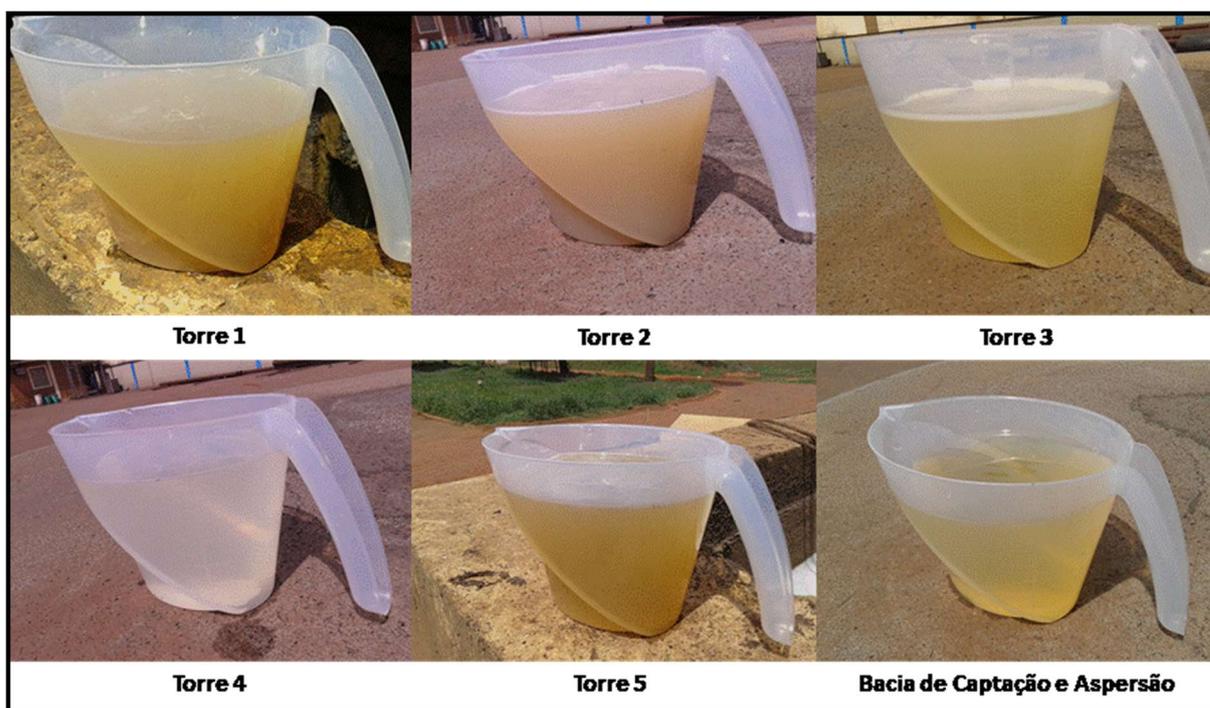


Figura 33 – Amostra visual de águas dos sistemas de refrigeração

O mesmo tratamento químico é aplicado em todos os sistemas de torres de refrigeração, e se mostra visivelmente eficaz e no sistema da torre 4, mas incapaz de suportar a condição da água que repõe os demais sistemas. A diferença de turbidez, mais acentuada nas torres 2 e 5, provavelmente estão relacionadas a vazamentos internos em alguns trocadores de calor, que contaminam ainda mais a água circulante.

No caso do sistema das torres 2 e 5 a contaminação com resíduos orgânicos e microbiológicos gera elevada formação de espuma apesar de todos os produtos químicos utilizados, o que pode ser visualizado em constantes extravasamentos forçados pela operação na torre 2 e acumulados em pontos mortos da bacia da torre 5, como pode ser observado na Figura 34.

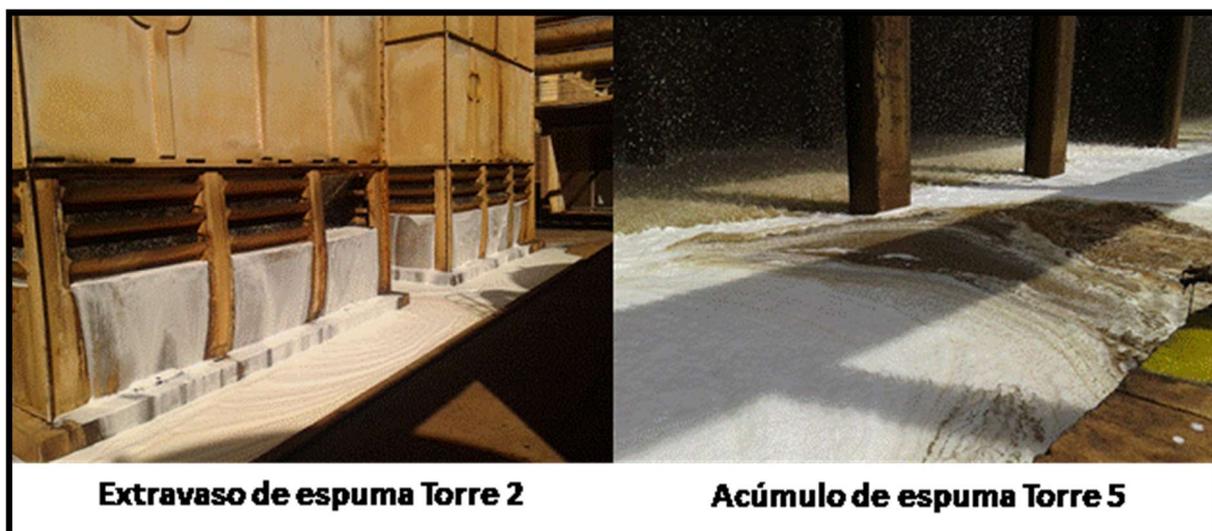


Figura 34 – Formação excessiva de espuma nas torres 2 e 5

Em função do elevado nível de contaminação acaba sendo uma prática forçar a reposição de água bruta além do controle de nível existente das bacias das torres para melhorar a qualidade do líquido circulante, o que acaba por gerar constantes extravasamentos para canaletas e elevado consumo de água, o que pode ser visualizado na Figura 35. Em paralelo, também acaba sendo necessária a adição de mais produtos químicos, de forma contínua, para repor o que é perdido nesse processo de transbordamento.



Figura 35 – Perdas por descontrole forçado de nível

No caso das torres 3 e 5, os baixos rendimentos devem estar associados com recheios e distribuição de líquido danificados ou parcialmente obstruídos por sujeira,

carecendo de manutenção. Em realidade, foi possível observar nestes equipamentos situações claras de concentração de quedas de água internas de forma concentrada, o que impede a troca térmica e degrada a eficiência de troca térmica. A Figura 36 apresenta essas situações observadas.



Figura 36 – Visível má distribuição de fluxo descendente em forma de cachoeiras, prejudicando a troca térmica nas torres

Foi realizada uma verificação dos gastos com produtos químicos no tratamento de água em sistemas de torres de refrigeração. A usina não controla os gastos por cada sistema, tendo somente um consumo total por sistema. Considerando dados acumulados em cinco meses do ano, os gastos totalizaram uma média mensal de R\$ 233.765,00, não sendo possível avaliar em função da situação atual quanto acaba sendo perdido por conta das reposições forçadas de água nas torres além das perdas naturais por evaporação e arraste.

Apesar dos gastos em produtos químicos nestes sistemas, pode-se notar a ineficácia do tratamento aplicado. Em praticamente todos os sistemas de circulação de água e refrigeração foram verificados vazamentos recorrentes ocasionados por corrosão de tubulações e equipamentos, envolvendo volumes visivelmente consideráveis de água, apesar de inviáveis de serem quantificados. Alguns exemplos estão presentes na Figura 37. Vazamentos internos de equipamentos, com contaminações entre as correntes, também são usuais apesar de não visíveis, como se destaca a excessiva formação de espuma em alguns dos sistemas que trabalham na refrigeração de sistemas com produtos com presença de materiais orgânicos ainda não fermentados.

A baixa qualidade da água também gera perda de eficiência nos processos de troca de calor pela incrustação interna dos equipamentos e limitação de vazão das bombas dos sistemas por aumento da perda de carga, razão pela qual a usina sente deficiência no processo de esfriamento das correntes apesar da folga observada na capacidade térmica de cada torre. Como a usina não dispõe de medidores de vazão e nem pontos de manômetros, não foi possível estimar a queda de vazão, razão pela qual fizemos cálculos pelas de projeto, mas é mais uma limitação dos sistemas atuais.

Operar nessas condições faz com que a água retorne mais fria para as torres e o sistema tenha eficiência mais baixa.



Figura 37 – Vazamentos diversos em sistemas de circulação de água de refrigeração

O sistema de resfriamento da torre 4, o único que atua com água clarificada previamente tratada na estação da usina e visível qualidade do tratamento, em todas as nossas visitas foi avaliado e não foram encontrados vazamentos. Apesar de que este sistema atua tão somente na refrigeração de etanol anidro, produto com menor impacto na água circulante em eventuais casos de contaminação, nos permite inferir

que as perdas de todos os demais sistemas acabam por se correlacionar diretamente com a baixa qualidade da água e efeitos decorrentes.

Em face da variabilidade dos vazamentos e frequências de reposição de água para tentar melhorar qualidade do líquido circulante, não foi possível avaliar matematicamente a quantidade de água continuamente perdida nestes sistemas. Do mesmo modo, como não há um controle de consumo de produtos em cada um dos sistemas, de forma separada, não há como calcular matematicamente as oportunidades de ganho econômico caso toda a água do sistema fosse previamente tratada e clarificada.

Com base em observações visuais variadas, foi considerada uma estimativa média empírica de perdas de 10 m³/hora em vazamentos e transbordamentos variados dos sistemas das torres de refrigeração. O número, apesar de alto, é até conservativo. A usina opera já acostumada com esse tipo de perda constante. Uma prova documental dessa situação é a proteção instalada em alguns motores no sistema de destilação, para proteger os sistemas rotativos da constante chuva de vazamentos na região, conforme pode ser visto na Figura 38. Observe-se que a foto foi tirada em dia de sol, sem chuva, e, somente nesse ponto, a quantidade de água que cai sobre os equipamentos e no piso é significativa.



Figura 38 – Vazamentos constantes do sistema de circulação de água de refrigeração e proteção instalada em motores.

A opção indicada de solução do problema passa por utilizar água de melhor qualidade no sistema de todas as torres, a exemplo do que já é feito no sistema de torre 4.

Para tal objetivo será necessária a reposição de água clarificada e tratada nos sistemas das torres 1, 2, 3 e 5, considerando que a torre 4 já é suportada pelo sistema atual, calculada pela soma das perdas naturais nesses sistemas.

(a) Perdas por evaporação:

$$Evap = \frac{Q * (T1 - T2)}{560}$$

Conforme dados das Tabelas 2 e 8:

$$Evap(sistema1) = \frac{(1050 * 7,6)}{560} = 14,25 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Evap(sistema2) = \frac{(650 * 7,8)}{560} = 9,05 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Evap(sistema3) = \frac{(600 * 3,4)}{560} = 3,64 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Evap(sistema5) = \frac{(3000 * 4,8)}{560} = 25,71 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Evap(sistemas1,2,3,5) = 14,25 + 9,05 + 3,64 + 25,71 = 52,65 \text{ m}^3/\text{hora}$$

(b) Perdas por arraste:

$$Arraste(sistemas1,2,3,5) = 0,002 \times 5300 = 10,60 \text{ m}^3/\text{hora}$$

(c) Perdas por purga:

$$Purga(sistemas1,2,3,5) = \frac{52,65}{(5 - 1)} - 10,60 = 2,56 \text{ m}^3/\text{hora}$$

(d) Reposição total:

$$Reposiçãototal(sistemas1,2,3,5) = 52,65 + 10,60 + 2,56 = 65,81 \text{ m}^3/\text{hora}$$

5.6.2- Sistema de bacia de captação e aspersão

Trata-se do sistema de maior imprecisão de informações para o cálculo do presente estudo. As correntes são lançadas na piscina de forma não homogênea. Para reduzir a temperatura na sucção do sistema de água bruta, a tubulação de captação descarrega em local bem próximo do sistema de bombeio interno.

O sistema de bombeio interno tem capacidade de 1200 m³/hora, entretanto não há medições de cada um dos pontos de consumo sem retorno e nem da parcela que atua como circuito fechado de refrigeração. O retorno desse circuito fechado se dá parcialmente em tubulação pressurizada que é lançada nos aspersores e parte retorna por gravidade, sem aspersão.

Pela falta de homogeneidade da piscina e dificuldade de acesso, não foi possível a medição de temperatura de todas as correntes de retorno e nem estimar uma temperatura média da piscina.

A vazão perdida no transbordo foi estimada com base na planilha de cálculo, indicando uma vazão de 0,01 m³/s ou 36,0 m³/hora. Apesar de ser um cálculo impreciso tendo em vista a pequena declividade assumida (0,1% ou 1 mm/m), este valor foi avaliado como bem conservativo comparado à análise visual do jorro de água observado no vertedouro.

Ainda haveria de considerar uma vazão perdida entre efeitos de ventos e vazamentos da estrutura de concreto, entretanto a estimativa desse valor seria de grande imprecisão. Deste modo, foi desconsiderado esse fator para que o valor do item anterior seja assumido como o total, com margem ainda mais conservativa.

Assumindo, portanto, o transbordo como de 36 m³/hora, e a vazão captada de 527 m³/hora, o consumo interno na usina real seria de 491 m³/hora. Como a bomba da piscina de água bruta para o processo tem capacidade de 1200 m³/hora, 709 m³/hora retornam para a piscina, compondo duas parcelas:

- A primeira, já anteriormente avaliada (item 5.3), na vazão de 62,8 m³/hora, retorna por tubulações enterrada e gravidade, com lançamento direto na bacia sem o uso dos aspersores.

- A segunda, é a própria circulação forçada dos condensadores de topo dos aparelhos 1 e 2 da destilação, a qual é lançada em retorno pelo conjunto de aspersores. Como a medição seria inviável na ausência de medidores, ela foi avaliada em 646,2 m³/hora, diferença do total e o retorno por gravidade do item anterior.

Não existe na literatura uma base exata para o cálculo de perdas totais em piscinas de aspersão. Entretanto, no caso da usina, como já visto em fotografias anteriores, as perdas por arraste acabam caindo no sistema de águas pluviais e são enviadas com o mesmo destino do transbordo. Também não há lógica em falar em perdas por purga, porque não há tratamento químico dessa água e a concentração acaba ficando baixa em função do transbordo constante e alta vazão de captação.

Para o cálculo das perdas por evaporação, temos a impossibilidade de medição da temperatura de retorno da água. Não há medidores e nem a possibilidade de coleta na tubulação que lança nos aspersores. Deste modo, para efeito de cálculo foi considerada a variação de temperatura no circuito como a média das variações nos demais sistemas fechados de refrigeração, conforme Tabela 8, de 6,14°C e vazão de circulação de 610,2 m³/hora.

$$Evap = \frac{646,2 * (6,14)}{560} = 7,09 \text{ m}^3/\text{hora}$$

Entretanto, como já anteriormente citado, a manutenção da piscina de captação e aspersão é uma não conformidade que precisa ser eliminada. Para tanto, duas soluções conjugadas são necessárias:

(a) Instalação de mais um sistema de refrigeração fechado. Esta solução demandaria uma perda adicional pequena por arraste e purga, calculados nos mesmos critérios do item 5.6.1.

$$\text{Arraste} = 0,002 \times 646,2 = 1,29 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$\text{Purga} = \frac{7,09}{(5 - 1)} - 1,29 = 0,48 \text{ m}^3/\text{hora}$$

(b) Utilização da piscina, somente como uma bacia de captação e pulmão de água para a usina, instalando um controle de nível que atuaria sobre as bombas de captação do curso hídrico, eliminando o transbordo e perdas para águas pluviais. Por questões de economia de energia, sugere-se a instalação de variadores de frequência que atuariam sobre a rotação das bombas e consequente controle de vazão.

A capacidade térmica do sistema de refrigeração adicional, considerando os mesmos valores anteriores de diferenciais de temperatura e vazão, seria de:

$$\text{Cap} = 1 * 646,2 * 1000 * 6,14 = 3.967.668 \text{ Kcal/hora}$$

Com estes valores de vazão e capacidade térmica, podemos afirmar que um novo sistema de refrigeração, semelhante aos sistemas de refrigeração atuais 2 ou 4, teria a capacidade para suprir essa necessidade e eliminar a aspensão da bacia de captação. Eventualmente, a melhor manutenção dos atuais outros sistemas fechados de refrigeração existentes, poderia melhorar a performance do conjunto e eliminar a necessidade de mais um sistema de refrigeração, mas essa solução exigiria mudanças significativas de tubulações para redistribuição dos circuitos, sendo mais prática a instalação de um novo sistema.

Neste sistema de água bruta ainda destacam-se outras perdas que podem ser otimizadas:

(a) Na avaliação do sistema de águas residuárias (item 5.7), foram consideradas em 15,6 m³/hora as vazões de água bruta lançadas de descartes de refrigeração de mancais da moenda e selagem de bombas. A se construir

um novo sistema de refrigeração, essas correntes também poderiam ser fechadas.

(b) Na circulação fechada de refrigeração dos condensadores de topo dos aparelhos 1 e 2 da destilação, mantidos pelas bombas da piscina de captação e aspersão, também se observam diversos vazamentos. Por analogia dos demais quatro sistemas que foi avaliada uma perda de 10 m³/hora (item 5.6.1), foi estimada a vazão proporcional de um sistema em 2,5 m³/hora.

(c) A falta de cultura ambiental da equipe da usina, em especial com água bruta sem tratamento, faz com que com frequência foi observado o uso indevido e descartes para águas residuais resultante de limpeza de pisos com jatos de água (Figura 39), sem cuidado com a preservação do insumo hídrico na usina, preferindo esse método à varrição ou outras remoções mecânicas. Foi estimado esse uso como consumo, as vezes necessário, pode ser reduzido em até 1,0 m³/hora com outros métodos mecânicos de limpeza.



Figura 39 – Uso indevido de água como instrumento de varrição, gerando desperdício.

5.7- Sistema de fermentação - Preparação do fermento

Como anteriormente descrito, o objetivo do presente estudo foi avaliar a viabilidade econômica de utilização de água em melhor qualidade ou flegmassa na preparação do mosto. Os testes foram realizados no laboratório da usina, na

metodologia já apresentada e os resultados obtidos de concentração alcoólica nas 5 corridas finais estão representados na Tabela 10:

Tabela 10: Concentração alcóolica das amostras após fermentação

Corrida	Amostra com Água Bruta	Amostra com Água Clarificada	Amostra com Flegmassa
1	3,72%	3,90%	3,88%
2	4,18%	4,42%	4,50%
3	4,06%	4,26%	4,30%
4	3,96%	4,18%	4,14%
5	4,12%	4,30%	4,28%
Média	4,01%	4,21%	4,22%

Neste estudo, foi possível observar os efeitos negativos do uso corrente de água bruta, não tratada, nos processos de preparação de fermento na Usina, o que introduz diversos microrganismos no processo e acabam concorrendo com as leveduras no consumo do açúcar disponível no caldo. Os resultados em laboratório comprovam uma elevação média de 5,17% na produção de etanol com o uso de águas não infectadas.

Também foi possível observar que o uso da Flegmassa apresentou resultado médio de concentração alcóolica (4,22%) praticamente semelhante ao resultado médio no uso de água clarificada (4,21%).

Os resultados em laboratório diferiram dos alcançados no dia a dia da Usina, nas mesmas datas das amostras, o que se justifica pelo processo de fermentação ter uma agitação contínua e tempo de residência controlado conforme as variabilidades do processo, entretanto para efeito comparativo que se deseja no presente estudo é possível afirmar a viabilidade de uso da flegmassa como diluente do fermento no seu processo de fermentação, em condições semelhantes ao uso de água tratada e clarificada produzida na Usina.

Para efeito de avaliação econômica desse ganho, foi buscado no site da CEPEA (Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada) da ESALQ/USP (Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz – Universidade de São Paulo), o preço médio em 2016 do etanol hidratado comercializado nas usinas do estado de São Paulo, apresentando um valor de R\$ 1,6854 por litro.

Na safra 2016 a usina produziu 101.214.058 litros de etanol hidratado e 55.824.196 litros de etanol anidro. Como não há preço de referência pública do etanol anidro, para efeito de avaliação econômica, o volume de etanol anidro será convertido para equivalente de etanol hidratado em função das diferentes concentrações de água nos dois produtos, fator de conversão 1,037657 utilizado pela usina para esse cálculo em função das concentrações de etanol em cada produto.

$$\text{Volume de Etanol Anidro} = 55.824.196$$

$$\text{Volume de Anidro em Hidratado} = 55.824.196 \times 1,037657 = 57.926.368$$

$$\text{Volume total em Equivalente Hidratado} = 101.214.058 + 57.926.368 = 159.140.426$$

Se considerarmos uma conversão alcoólica adicional de 5% como mostrou ser possível os testes de laboratório, existe a viabilidade de incrementar a produção de etanol hidratado equivalente em 7.957.021 litros, o equivalente a uma possibilidade o incremento de faturamento anual no valor de R\$ 13.410.763,00.

Para fazer a diluição de todo o fermento com água tratada e clarificada na safra 2016, considerando as mesmas proporções do experimento, o qual reproduziu as condições operacionais podemos fazer o seguinte cálculo:

$$\text{Total de Etanol Hidratado Equivalente Produzido 2016: } 158.140,5 \text{ m}^3$$

Considerando o etanol hidratado com 93,5% de pureza e o vinho que entra na destilação com 6,86% de concentração de etanol (item 5.5):

$$\text{Total de Vinho Destilado em 2016} = \frac{158.140,5 * 0,935}{0,0686} = 2.155.413,5 \text{ m}^3$$

Considerando a proporção de água na preparação do fermento sendo igual a 20% do volume total do vinho (item 4.4.7), 264 dias de safra regime de 24 horas por dia:

$$\text{Total de água de preparação safra 2016} = 2.155.413,5 \times 0,2 = 431.082,7 \text{ m}^3/\text{ano}$$

$$\text{Vazão de água de preparação de fermento} = \frac{431.082,7}{264 \times 24} = 68,04 \text{ m}^3/\text{hora}$$

Tais ganhos foram avaliados pela usina, que mesmo considerando a possibilidade de um menor grau de ganho na conversão real, viabilizou a decisão imediata de construção de mais uma estação de tratamento e clarificação de água, a qual entraria em operação em 2017, com custo total estimado de construção não maior que R\$ 800.000,00. Note-se ainda, que na realidade o consumo de água pontual e geração de vinho é variável, pois em alguns momentos da safra a usina está parada ou o ritmo de moagem cai pelas dificuldades climáticas ou se eleva para alcançar esses valores médios. Será necessário também um tanque pulmão de água tratada, hoje inexistente, para suportar as variações operacionais.

O uso de água clarificada nesta aplicação não reduzirá o volume total de consumo da usina, mas o ganho obtido no estudo permite equilíbrio financeiro para outras melhorias a serem realizadas na usina na busca de menor consumo de água.

5.8- Sistema de destilação - Redução da borbotagem na destilaria

O estudo de balanço hídrico realizado em 2014 estimou a vazão de vapor de escape borbotado na destilação em 33 toneladas/hora, o que equivale a uma perda de 33 m³/hora de condensando de vapor que não retorna para o sistema da caldeira e é perdido para a vinhaça.

A Tabela 11 apresenta os dados calculados para os aparelhos 1 e 2 da usina, no software HTRI®, das vazões de vapor necessárias para o aquecimento do fluido a ser destilado e a área necessária do trocador de calor para não haver necessidade de borbotagem. Considerando a área atualmente existente de troca térmica, pode-se auferir que a diferença acaba sendo necessária de ser compensada com vazão de vapor injetado diretamente.

Observa-se que o valor total calculado de 33 toneladas/hora de vapor de escape, de borbotagem nos dois aparelhos, coincide com o valor apontado no estudo do balanço hídrico realizado em 2014, fato que nos leva a considerar que softwares similares podem ter sido utilizados na simulação do processo.

Tabela 11 – Necessidade de borbotagem aparelhos 1 e 2
 Fonte: Software HTRI ® Xchanger Suite versão 7.3 (2017)

	Aparelho 1	Aparelho 2
Área de troca térmica do vaporizador existente (m ²) *	440	270
Área de troca térmica necessária (m ²) **	678	626
Relação entre área existente e necessária	64,90%	43,13%
Vazão de vapor de escape total necessário (ton/hora) **	38,0	34,6
Vazão de vapor consumido na borbotagem ***	13,3	19,7
Observações:		
* Valor de placa do equipamento		
** Valor calculado no software HTRI		
*** Valor considerando que a capacidade total do equipamento atual é utilizada		

A solução proposta, para minimizar investimentos, é utilizar o atual vaporizador do aparelho 2, como trocador de calor complementar ao vaporizador já existente no aparelho 1. Com isso, haveria necessidade de adquirir somente um vaporizador para o aparelho 2 com área total de troca térmica de 626 m².

Ressalte-se que este valor ainda é conservativo, pois a configuração atual é de válvula manual no sistema de borbotagem e a modulação automática de necessidade de troca sendo realizada no sistema de trocador de calor.

Mesmo com essa alteração, é possível manter a quantidade de flegmassa gerada na destilaria e que pode ser recuperada para outras finalidades, desde que se mantenha controle do teor alcoólico na saída da primeira coluna no patamar atual de 44%,

Com a implantação desse investimento, será viável a economia de 33 m³/hora de água, atualmente incorporados na vinhaça, e que circularão de forma fechada no sistema de vapor e condensado. O vapor, segue sendo necessário, não havendo uma economia de geração de vapor. Ao retornar essa vazão de condensado mais quente para as caldeiras, em substituição à água fria, também gera uma economia marginal de combustível (bagaço), mas como o calor de vaporização é bem mais relevante que o de aquecimento, preferimos não considerar essa oportunidade de ganho nos cálculos.

5.9- Sistema de moagem da cana – Embebição

Conforme informações da própria usina, hoje a embebição máxima fica limitada pela disponibilidade de condensado que não prejudique a geração limite das caldeiras. São desviados até 35 m³/hora de condensado de vapor para aquecer água bruta. Nessa composição é possível alcançar até 87,3 m³/hora de água aquecida por mistura direta com o condensado, utilizando 52,3 m³/hora de água bruta. Essa mistura permite que a água de embebição alcance 55°C, enquanto que o ideal é que houvesse flexibilidade de chegar até 60°C como recomendam as boas práticas para aumentar a extração de açúcar.

A limitação do aquecimento é a disponibilidade de condensado, pois considerando o condensado já perdido em diversos outros pontos, exige uma capacidade maior de geração de vapor a partir de água mais fria das caldeiras e a capacidade de geração de água abrandada na estação de tratamento atual.

O objetivo ideal seria que fosse possível alcançar uma embebição de até 100 m³/hora e 60°C.

Foram consideradas as seguintes correntes para essa utilização:

(a) 37,7 m³/hora de flegmassa, hoje descartados para a vinhaça e reduzindo o consumo total da usina, conforme item 5.5. Esta corrente sai da base da torre a praticamente 100°C, mas como precisa ser levada até o ponto de mistura foi considerada uma temperatura de 96°C.

(b) Até 62,3 m³/hora de água de resfriamento na saída de resfriadores das turbinas, que hoje retornam para a piscina de água bruta, disponível conforme item 5.3 e Tabela 6. Esta corrente não reduz o consumo total, mas auxilia no balanço térmico. A temperatura média medida foi de 35,1°C. Apesar de outras correntes serem descartadas, para esta finalidade preferimos coletar a de maior temperatura possível para reduzir o consumo de condensado para aquecimento complementar.

(c) Condensado de vapor para complementar aquecimento eventualmente necessário.

Neste balanço, considerando o equilíbrio médio de massas e temperaturas, utiliza-se seguinte equação para uma temperatura de mistura de 60°C dos 100 m³/hora:

$$V_m * T_m = V_f * T_f + V_c * T_c + V_r * T_r$$

onde:

$$V_m = \text{Vazão da mistura de embebição} = 100 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$T_m = \text{Temperatura desejada da mistura} = 60^\circ\text{C}$$

$$V_f = \text{Vazão de flegmassa} = 37,7 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$T_f = \text{Temperatura da flegmassa} = 96^\circ\text{C}$$

$$V_c = \text{Vazão de condensado}$$

$$T_c = \text{Tempertura do condensado} = 100^\circ\text{C}$$

$$V_r = \text{Vazão recuperada de desagues}$$

$$T_r = \text{Temperatura da corrente recuperada de desagues} = 35,1^\circ\text{C}$$

Para o total de 100 m³/hora, considerando a utilização total e prioritária de flegmassa, corrente que seria descartada com a vinhaça:

$$V_f + V_r + V_c = V_m$$

$$37,7 + V_r + V_c = 100$$

$$V_r + V_c = 62,3 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$V_c = 62,3 - V_r$$

Substituindo na equação anterior, conseguimos calcular as vazões V_c e V_r

$$100 * 60 = 37,7 * 96 + V_c * 100 + (62,3 - V_c) * 35,1$$

$$V_c = 2,99 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$V_r = 59,31 \text{ m}^3/\text{hora}$$

Estas vazões são estimadas para a necessidade máxima e com a produção calculada de flegmassa. Como as condições operacionais da usina podem variar, a solução de mistura deveria considerar os seguintes parâmetros de controle:

- Utilização da vazão máxima de flegmassa
- Utilização máxima necessária da água de resfriamento de mancais de turbinas
- Utilização de condensado na vazão necessária para alcançar a temperatura desejada de 60°C no tanque de mistura

Seria também possível recuperar o descarte aquecido das perdas normais da caldeira (pura contínua, ramonagem, etc), mas são vazões pequenas e distância longa, o que não justificaria de imediato essa utilização.

Considerando que atualmente são utilizados 35 m³/hora de condensado de vapor para aquecer a mistura, obtem-se uma economia de 32,01 m³ / hora de água de geração de vapor e outros 37,7 m³ / hora de flegmassa substituindo água bruta. Ao retornar essa vazão de condensado mais quente para as caldeiras, em substituição à água fria, também gera uma economia marginal de combustível (bagaço), mas como o calor de vaporização é bem mais relevante que o de aquecimento, preferimos não considerar essa oportunidade de ganho nos cálculos.

5.10- Sistema de lavagem de gases e recuperação de fuligem

As perdas estimadas no estudo do balanço hídrico de 2014 desse sistema para a atmosfera (evaporação) foram de 15 m³/hora.

Não há nenhum sistema de medição nesse sistema e essa corrente acaba por também receber, por sua natureza, água de limpeza de piso da região das caldeiras, que drenam para o mesmo poço de coleta da recirculação das chaminés.

Para não nos basearmos somente no estudo, foram buscadas informações em outra usina que possui sistema similar e que possui medição controlada do sistema de reposição de água para o sistema de lavagem e decantação de fuligem. A capacidade total de geração de vapor dessa usina é de 256 ton/hora de vapor em caldeiras similares em tecnologia e pressão, com um consumo de água no sistema de lavagem e decantação de fuligem de 26,2 m³/hora. Também não possuem controle de outras contribuições do tipo lavagem de piso. Deste modo, por similaridade dos

processos, foi considerada que a necessidade de reposição da usina em estudo, com uma capacidade de geração de vapor de até 200 ton/hora, seria de 20,5 m³/hora.

O sistema possui um sistema de decantação, filtragem e secador de resíduos, que são posteriormente enviados para compostagem nas plantações de cana, em processo certificado e validado ambientalmente. A qualidade do tratamento é boa a torta de resíduo com baixa concentração de umidade, conforme pode ser observado na Figura 40.



Figura 40 - Sistema de decantação, flotação e secagem de cinzas e fuligem

Deste modo, a vazão de reposição pode ser absorvida com água efluente do próprio sistema de tratamento de águas residuárias, que possui vazão compatível e qualidade já controlada para envio para fertirrigação, o mesmo destino da torta de compostagem.

5.11- Ampliação da capacidade de tratamento de água

Em pontos anteriores desse estudo foi ressaltada a conveniência de ampliação do sistema de tratamento de água.

O sistema atual, segundo informações dos técnicos da usina, tem capacidade de geração de até 100 m³/hora.

O estudo de balanço hídrico realizado em 2014 indicou que a estação de tratamento de água produzia 65 m³/hora tratada para uso nas caldeiras, reposição das

perdas do sistema de refrigeração da torre 4 e retrolavagem dos sistemas de abrandamento. Tal valor se mostrou irreal, pois nosso atual estudo estimou as perdas em valores maiores só no sistema de vapor, conforme itens a seguir:

- Perdas nas caldeiras: 21,6 m³/hora (item 5.2.1)
- Perdas em purgadores: 7,03 m³/hora (item 5.2.2)
- Perdas em usos indevidos: 8,88 m³/hora (item 5.2.4)
- Perdas de condensado na borbotagem: 33,0 m³/hora (item 5.8)
- Perdas de condensado na embebição: 35,0 m³/hora (item 5.9)

Outra parcela é a necessidade de reposição das perdas no sistema de resfriamento da torre 4, utilizando os mesmos critérios do item 5.6.1, considerando as vazões e temperaturas medidas nesse sistema.

$$Evap = \frac{Q * (T1 - T2)}{560}$$

Conforme Tabelas 2 e 8, Q = 650 m³/hora, T1 = 35,1°C e T2 = 28,0°C.

$$Evap = \frac{650 * (35,1 - 28,0)}{560} = 8,24 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Arraste = 0,002 * 650 = 1,3 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Purga = \frac{8,24}{(5 - 1)} - 1,3 = 0,76 \text{ m}^3/\text{hora}$$

$$Reposição \text{ total} = 8,24 + 1,3 + 0,76 = 10,30 \text{ m}^3/\text{hora}$$

Para a retrolavagem dos sistemas de abrandamento nas caldeiras, foi considerada a mesma vazão indicada no estudo de balanço hídrico de 2014, no valor médio de 2,0 m³/hora.

Desta forma, o sistema de tratamento de água da usina existente supre pelo menos essas perdas atualmente, as quais somam 117,81 m³/hora. Tal cálculo confirma o que técnicos da usina nos relataram, que a estação está sobrecarregada, teria uma vazão de projeto original em 100 m³/hora e opera acima da sua capacidade, gerando em alguns momentos problemas de qualidade de água que justificam o histórico de falhas nas caldeiras por corrosão interna.

A Tabela 12 apresenta os novos consumos estimados de água clarificada após a introdução de novos consumos nos circuitos de água de refrigeração e preparação de fermento e outros pontos de nosso estudo. Houve grande redução no consumo de água para as caldeiras, o que compensou em boa parte a introdução das novas necessidades.

Tabela 12: Novos consumos estimados de água clarificada na Usina

Novos consumos de água clarificada		
Uso	Item	Vazão (m³/hora)
Reposição natural de água de caldeira	5.2.1	7,80
Reposição de água nos sistemas das torres 1,2,3 e 5	5.6.1	65,81
Reposição de água no novo sistema de refrigeração	5.6.2	8,36
Preparação de fermento	5.7	68,04
Aquecimento complementar da embebição com condensado	5.9	2,99
Retrolavagem das resinas no sistema de abrandamento	5.11	2,00
Manutenção da reposição de água no sistema da torre 4	5.11	10,30
Total >>>>		165,30

Pela grande redução de consumo de água para geração e vapor, não haverá necessidade de ampliação do sistema de abrandamento. A duplicação do sistema já em curso, conforme detalhado no item 5.7, deverá suprir todas as necessidades da usina, com folga. Haverá, ainda, a necessidade de construção de dois tanques pulmões de água tratada para suportar variações do processo, com capacidade de 50 m³ (para água abrandada destinada às caldeiras) e 1.000 m³ (para água clarificada para os demais usos). Isso conferirá o sistema confiabilidade das necessidades de consumo, mesmo em pequenas oscilações e manutenções do sistema de tratamento.

5.12- Necessidades de investimentos e manutenção

Durante o estudo foram identificadas diversas oportunidades de ganho de economia de água no processo, mas que demandavam alterações de processo ou modificações de projeto. A Tabela 13 apresenta um resumo das modificações necessárias e investimentos estimados das modificações de projeto.

Tabela 13: Necessidade identificada de investimentos para redução do consumo de água.

Investimentos Necessários		
Descrição	Itens	Valor (R\$)
Instalar sistema de coleta de purgadores, destinando descarga para rede de vapor de escape ou retorno de condensado	5.2.2	200.000,00
Instalar novo sistema integrado com válvula redutora e dessuperaquecedora para controle das condições operacionais da rede de vapor de escape.	5.2.3	350.000,00
Instalar sistema de lavagem contínua das correntes transportadoras de cana com água bruta (substituindo uso de vapor de alta pressão) em circuito dedicado fechado.	5.2.4	120.000,00
Instalar sistema de coleta de água de refrigeração de mancais de moenda, separador de placas para óleos e graxas e bomba de recalque para estação de tratamento de água.	5.3	120.000,00
Instalar no sistema de coleta na drenagem já existente, estação de bombeio da água de refrigeração de mancais de turbinas para sistema de embebição da moeda.	5.3 e 5.9	160.000,00
Instalar ponto de coleta e bombeio de água residuária para o sistema de lavagem de gases (tubulação já existente).	5.4 e 5.10	80.000,00
Instalar tubulação para bombeamento da flegmassa até a moagem para embebição. Bombas já existentes.	5.5 e 5.9	100.000,00
Instalar novo sistema de água de refrigeração para suprir demandas atuais da circulação na bacia de captação, aproveitando todo o circuito de tubulações existentes	5.6.1 e 5.6.2	1.500.000,00
Instalar novo sistema de tratamento de água, clarificação, sem necessidade de capacidade adicional de abrandamento de água para caldeira. Inclui dois tanques pulmões de 50 m ³ e 1 000 m ³ .	5.7, 5.8 e 5.11	1.100.000,00
Instalar novo vaporizador para aparelho 2 da destilação, substituindo o atual, que deve ser relocado e adicionado à capacidade de vaporização atual de fundo do aparelho 1.	5.8	1.500.000,00
Total >>>>>		5.230.000,00

Os investimentos foram avaliados em função de valores de equipamentos e serviços similares na usina.

Além destes investimentos, é necessário considerar que gastos regulares de manutenção precisam ser realizados, compatíveis com as boas práticas em uso em

sistemas industriais. Não foram considerados no estudo esses custos, por se tratam de gastos de rotina e que devem ser absorvidos no custo de rotina da indústria.

Destaca-se, entre eles, a necessidade de manutenção preventiva de purgadores de vapor, manutenção da confiabilidade de instrumentos de medição de controle, remoção e controle de vazamentos em tubulações e preservação das condições de isolamento térmico em tubulações e equipamentos de vapor e condensado. Tal custo, entretanto, deverá ser absorvido por outros gastos que a usina hoje realiza de manutenção e que seriam desnecessários com as modificações sugeridas, dentre as quais se destaca a limpeza frequente que a usina é obrigada a fazer em trocadores de calor de diversos sistemas, pela má prática de uso de água bruta em circuitos de refrigeração.

Além da manutenção de rotina, já citada, é fundamental que a usina proceda a uma manutenção de maior porte, única e pontual, em alguns equipamentos críticos, apresentados na Tabela 14, visando recompor as condições operacionais básicas de tais equipamentos perdidos ao longo do tempo. Futura conservação de rotina, como citado anteriormente, evitaria a deterioração dos sistemas ao ponto atual, reduzindo perdas e garantindo um custo de manutenção de rotina menor no futuro.

Tabela 14: Manutenções pontuais de grande porte necessárias para recuperar condições operacionais de equipamentos.

Manutenção pontual necessária para recuperar condições operacionais de equipamentos		
Descrição	Itens	Valor (R\$)
Revisão detalhada da cadeira A, restaurando condições operacionais, sanando vazamentos internos e outras perdas, como em válvulas de segurança.	5.2.1	1.500.000,00
Reparos gerais de isolamento térmico em tubulações de vapor	5.2.4	400.000,00
Reparos gerais de vazamentos em tubulações de água e vapor	5.2.4 e 5.6.1	800.000,00
Revisão geral de recheios e distribuidores de água nos sistemas de refrigeração 1, 2, 3 e 5, melhorando a eficiência térmica dos equipamentos.	5.6.1	1.500.000,00
Reparos de vazamentos na piscina de captação	5.6.2	300.000,00
Total >>>>>		4.500.000,00

Ainda dentro do aspecto de custos de manutenção, como a usina não controla pontualmente os consumos em cada um de seus processos, não foi possível avaliar o impacto de eventuais alterações do uso de produtos químicos no tratamento de águas. Apesar da entrada em operação e mais uma estação de clarificação de água

e mais um sistema de refrigeração, os sistemas atuais de refrigeração 1, 2, 3 e 5 certamente desperdiçam consumo de produtos químicos pela péssima qualidade da água que circulam e foi reduzido sensivelmente a necessidade de reposição de água de caldeiras. Foi considerado que os gastos totais não devem sofrer alterações, com grande possibilidade de até serem reduzidos. Recomenda-se que a usina proceda medição pontual de cada um dos pontos de consumo para avaliação constante das oportunidades de controle de uso de tais produtos.

5.13- Redução avaliada de captação de água

A Tabela 15 apresenta todas as oportunidades de redução de consumo avaliadas no presente estudo.

Tabela 15: Oportunidades identificadas de redução de captação de água

Economias de água captada identificadas no estudo		
Descrição	Itens	Volume (m³/h)
Redução das perdas adicionais na caldeira A	5.2.1	21,60
Fechamento das descargas de purgadores	5.2.2	1,64
Manutenção adequada dos purgadores	5.2.2	5,38
Eliminar usos indevidos de vapor	5.2.4	8,38
Recuperação de água de resfriamento de mancais de moenda	5.3	12,40
Recuperação da flegmassa para a embebição	5.5 e 5.9	37,72
Vazamentos gerais circuitos de refrigeração	5.6.1 e 5.6.2	12,50
Método inadequado limpeza de pisos	5.6.2	1,00
Transbordo e perdas para águas pluviais	5.6.2	36,00
Eliminação da borbotagem	5.8	33,00
Redução de condensado na embebição	5.3, 5.9	32,01
Uso de água residuária no sistema do lavador de gases	5.4 e 5.10	20,50
Total >>>>		222,13

O volume total identificado de oportunidades totalizou em 222,13 m³/hora, representando 38,4% de redução. Com esta redução, o consumo estimado da usina seria de 356,87 m³/hora.

O estudo comprovou, portanto, ser possível alcançar o limite estabelecido pela Resolução SMA-088/08 (SÃO PAULO) com pequenos ajustes de processo que sejam economicamente sustentáveis, considerando que a usina está situada em região adequada com limitações ambientais e meta de consumo máximo em 1,0 m³ de água captada por tonelada de cana processada.

Este valor, se considerarmos uma moagem média diária alcançada na safra de 2016 de 8.439 toneladas por dia, representaria um consumo específico de 1,015 m³ de água captada por tonelada de cana processada.

É importante ressaltar que a usina tem capacidade instalada para moagem diária média superior a este valor. Como já anteriormente citado, a safra 2016 foi impactada por diversos problemas de manutenção e confiabilidade dos sistemas, em especial disponibilidade de vapor e falhas no sistema de vapor.

Dentre os investimentos e manutenções indicados, pretende-se eliminar as falhas da Caldeira A e aumentar a confiabilidade do sistema de geração de vapor, assim como melhor estabilidade da rede de vapor de escape com a instalação de um novo sistema integrado de redução e dessuperaquecimento. Além disso, a redução estimada de consumo de vapor em diversas etapas de processo, levará a uma menor necessidade de geração de vapor e maior reaproveitamento de condensado e conseqüentemente maior temperatura da água que alimenta as caldeiras. Este conjunto, fará com que tais equipamentos sejam menos exigidos e operem com maior folga em relação aos seus limites operacionais, o que também deve elevar a confiabilidade da usina em conseguir alcançar uma moagem média diária superior ao ano de estudo.

Como o consumo hídrico não é diretamente proporcional à quantidade de cana processada, sendo ainda mais impactado nas paradas não programadas de moagem decorrentes da baixa confiabilidade operacional, a economia alcançada seguramente garantirá o alcance do limite estabelecido.

5.14- Outros ganhos ambientais

As soluções propostas ainda levam a outros ganhos ambientais indiretos:

(a) Redução do volume total de efluente atualmente agregado à vinhaça em 111,74 m³/hora, gerando maior facilidade e qualidade de distribuição, assim como menor consumo de combustível e custo para o transporte de distribuição.

(b) Redução de 17,93 toneladas/hora de bagaço de cana queimado nas caldeiras gerando menor emissão atmosférica direta, assim como provável

melhor queima do combustível restante pelas caldeiras que passarão a operar com folga em relação à condição atual, próximo do limite operacional.

(c) Eliminação de não conformidade ambiental decorrente do transbordo da piscina de captação e aspersão.

(d) Eliminação da não conformidade ambiental decorrente de vazamentos na piscina de captação e aspersão que é perdida para a rede de águas pluviais.

5.14- Outros ganhos operacionais

A Tabela 16 apresenta as demais oportunidades de ganho financeiro anual com as melhorias propostas. Tais valores podem financiar todas as necessidades de investimento e manutenção pontual já no primeiro ano de operação. Contribui também para a sustentabilidade da usina nas boas práticas de manutenção e preservação dos resultados obtidos nos demais ano.

Tabela 16: Ganhos financeiros anuais com melhorias propostas de processo

Ganhos econômicos previstos no estudo		
Descrição	Item	Valor anual (R\$)
Redução de Consumo de Bagaço	5.2.1	3.110.400,00
Redução de Consumo de Bagaço	5.2.2	774.720,00
Redução de Consumo de Bagaço	5.2.4	1.278.720,00
Maior produção de Etanol	5.7	13.410.763,00
Total >>>>		18.574.603,00

As melhorias de implantação proposta para o alcance da redução de consumo totalizaram um investimento pontual de R\$ 9.730.000,00, seja em melhorias com novos equipamentos e mudanças de processo, como em manutenção para recuperação de alguns sistemas à suas condições originais de projeto. Entretanto, os ganhos de processo, com maior rendimento de conversão do açúcar da cana em etanol e economia energética com menor quantidade de combustível utilizado nas caldeiras, totalizaram um ganho anual de R\$ 18.574.603,00, valor que pode amortizar os investimentos necessários somente em parte de um ano-safra, garantindo ainda ganhos em períodos futuros.

6. CONCLUSÃO

O estudo realizado evidenciou a possibilidade de redução de consumo de água captada no valor total de 222,13 m³/hora com ajustes operacionais e pequenos investimentos em ajustes de sistemas ou manutenções para recompor condições de projeto dos sistemas. Este resultado comprova a viabilidade de alcançar os parâmetros ambientais da Resolução SMA-088/08 (SÃO PAULO) de forma economicamente sustentável.

Foram alcançadas reduções diretas de consumo de água nos sistemas de geração de vapor e distribuição de vapor através da redução de perdas e vazamentos, na destilação através da redução de borbotagem, nos sistemas de refrigeração através da redução de vazamentos, na melhor operação dos sistemas, na eliminação do sistema de aspersão e em outras melhorias de cunho operacional eliminando desperdícios.

Reduções indiretas de consumo foram alcançadas com reaproveitamento de correntes para reuso interno, em especial no sistema de distribuição de vapor, no sistema de águas residuárias, e na destilação com a recuperação da flegmassa.

As correntes recuperadas foram internamente utilizadas na embebição da moagem e na reposição de água do sistema de lavagem de gases e recuperação de fuligem, com qualidade direta compatível para tais aplicações, sem tratamentos adicionais, não gerando prejuízo de rentabilidade ou qualidade no processo produtivo da usina.

A redução do consumo de vapor no processo resultou em estimativas de ganho anual no valor de R\$ 5.163.840,00 resultante da redução de consumo de combustível (bagaço), situação que também gera o ganho ambiental indireto de redução de queima de 17,93 ton/hora de bagaço de cana nas caldeiras.

Com a utilização de água clarificada, substituição de água bruta para a melhor preparação de fermento no processo de fermentação, foi possível obter uma previsão de ganho anual no valor de R\$ 13.410.763,00 com o aumento da conversão fermentativa do açúcar e consequente produção de etanol.

O total de ganho anual, R\$ 18.574.693,00, permite com folga que a usina venha a investir em uma única safra o valor de R\$ 9.730.000,00 necessário para a melhoria de instalações industriais e manutenções pontuais para recompor a condição operacional de projetos de alguns sistemas que hoje opera com baixa eficiência, sem necessidade de uso de tecnologias ainda mais modernas e de alto vapor de investimento.

Outros significativos ganhos ambientais indiretos foram a redução de 111,74 m³/hora de vinhaça produzida sem prejuízo da fertirrigação e a eliminação de riscos potenciais de não conformidades ambientais na contaminação a rede pluvial e retorno para o corpo hídrico de efluentes não tratados.

Por fim, pelas dificuldades encontradas no decorrer dos estudos para obtenção de dados, é importante destacar a necessidade de que os processos em geral sejam melhores medidos, analisados e controlados. Melhor desempenho de processo, confiabilidade operacional e melhores resultados ambientais ainda são plausíveis de serem alcançados com melhor controle e análise contínua do processo. Esta condição permitirá à usina, e por extensão para este segmento da indústria, enfrentar no futuro restrições ambientais ainda mais severas, entre elas as de limitações mais rígidas quanto ao uso de recursos hídricos.

REFERÊNCIAS

ALMEIDA, R.G. Aspectos legais para a água de reuso. **Revista Vértices**, Campos de Goytacazes/RJ, v.13, n.2, p. 31-43, maio/ago. 2011. Disponível em: <<http://essentiaeditora.iff.edu.br/index.php/vertices/article/view/1809-2667.20110012/701>>. Acesso em: 03 nov. 2015.

AQUAPOLO. **Processo Aquapolo**, 2012. Disponível em: <<http://www.aquapolo.com.br/quem-somos/processo-aquapolo/>>. Acesso em: 10 nov. 2015.

ASCA. **Purgadores de bóia com regulador térmico para vapor**. Rio de Janeiro, 2009. Disponível em: <<http://www.asca.com.br/wpcontent/uploads/2014/09/tf.pdf>>. Acesso em: 12 jan. 2017.

BAUM, D. **Reuso de água na indústria química: estudo de caso de uma unidade produtiva de nitrocelulose**. 2011. 130p. Tese (mestrado em Engenharia Química) – Universidade de São Paulo, SP, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3137/tde-09032012-145822/en.php>>. Acesso em: 23 set. 2015.

BOTELHO, M.H.C.; BIFANO, H.M. **Operação de caldeiras: gerenciamento, controle e manutenção**. São Paulo: Edgard Blücher, 2011.

BRASIL. Decreto nº 76.593. Institui o Programa Nacional do Álcool e dá outras providências. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 14 nov. 1975. Seção 1, p. 15257.

BRASIL. Constituição da República Federativa do Brasil. Assembleia Nacional Constituinte. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 05 out. 1988. Seção 1, p. 1

BRASIL. PNRH - Política Nacional de Recursos Hídricos. Lei nº. 9.433, de 08 de janeiro de 1997. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 09 jan. 1997. Seção 1, p. 470

BUARQUE, D.C. et all. Critérios de demandas hídricas para a outorga de uso da água: Setor sucro alcooleiro. In: SIMPÓSIO BRASILEIRO DE RECURSOS HIDRICOS, 15.,2003. **Anais eletrônico...** Disponível em <<http://www.ctec.ufal.br/professor/vap/criteriosoutorga.pdf>>. Acesso em: 23 set. 2015.

CAMARGO, C. A. et al. **Manual de recomendações: conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool**. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.

CARVALHO, C.C.; SILVA, C.L. Redução da quantidade de vinhaça através da evaporação. **Fórum Ambiental de Alta Paulista**. Tupã/SP, v. 6, 2010. Disponível em: <http://www.amigosdanatureza.org.br/publicacoes/index.php/forum_ambiental/article/viewFile/58/61>. Acesso em: 22 out. 2015.

CARVALHO, N.L.; BARCELLOS, A.L.; HENTZ, P. Tecnologias para reutilização de águas residuárias. **Revista GEDECON Gestão e Desenvolvimento em Contexto**, IV Fórum de Sustentabilidade - UNICRUZ, Cruz Alta/RS, ed. especial, p.16-31, 2015. Disponível em:

<<http://revistaeletronica.unicruz.edu.br/index.php/GEDECON/article/view/1934/498>>. Acesso em: 03 nov. 2015.

CASTRO, H.F. **Processos químicos industriais 2: Indústria alcooleira**. São Paulo: Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de Lorena, 2011. 21p.

CENTRO de Gestão e Estudos Estratégicos – CGEE. Sustainability of sugarcane bioenergy. In: JANUZZI, G.M. et all. **Water usage in bioethanol production in the State of São Paulo**, p. 71-87. Brasília, 2013. Disponível em <www.cgEE.org.br/publicacoes/sustainability.php>. Acesso em: 06 nov. 2015.

COMITÊ da Bacia Hidrográfica Turvo/Grande - CBH-TG. São Paulo, 2017. Disponível em <www.comitetg.sp.gov.br/cbhtg>. Acesso em: 15 jun. 2017.

CUNHA, A.H.N. et all. Reuso da água no Brasil. In: SEMINÁRIO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA, 8 e JORNADA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO, 5, 2010, Goiás. **Anais eletrônico...** Universidade Federal de Goiás, 2010. Disponível em <http://www.prp2.ueg.br/sic2010/apresentacao/trabalhos/pdf/agrarias/seminario/reuso_de_agua_no_brasil.pdf>. Acesso em 30 set. 2015.

ELETROBRAS. **Eficiência energética no uso do vapor**. Rio de Janeiro, RJ. 2005. Disponível em: <<https://static-cms-si.s3.amazonaws.com/media/uploads/arquivos/LivroVapor.pdf>>. Acesso em 12 jan. 2017.

ELIA NETO, A. et all. **Manual de conservação e reuso de água na indústria sucroenergética**. Agência Nacional de Águas – ANA. Federação das Indústrias de São Paulo – FIESP. União da Indústria da Cana de Açúcar – UNICA. Centro de Tecnologia Canavieira – CTC. 2009. Disponível em <www.fiesp.com.br/arquivo-download/?id=1616>. Acesso em 06 nov. 2015.

ELIA NETO, A. Gestão dos recursos hídricos na indústria canavieira. **Fórum Nacional Sucroenergético**, 2013. Disponível em <www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=22413381>. Acesso em 24 set. 2015.

FATARELLI D. P. et all. Gerenciamento de Recursos Hídricos na Indústria Canavieira no Setor de Fermentação e Destilação. **Universitári@ - Revista Científica do Unisalesiano** – Lins/SP, ano 2, n. 5, p. 659-668, out. 2011. Disponível em: <<http://www.salesianolins.br/universitaria/artigos/no5/artigo73.pdf>>. Acesso em 22 jun. 2016.

FREIRE, W. J.; CORTEZ, L. A. B. **Vinhaça de cana-de-açúcar**. Guaíba: Agropecuária, 2000. 203p.

GORDINHO, M.C. **Do álcool ao etanol – trajetória única**. Edição bilingue português/inglês. São Paulo: Terceiro Nome, 2010. Disponível em <www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=34837397>. Acesso em 14 dez. 2015.

HUGOT, E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. 3. ed. Amsterdam: Elsevier Science Publishers, 1986.

IMBIL. **Catálogo técnico de bombas ITA**. 2016. Disponível em <http://www.imbil.com.br/Imbil/Portugues/Upload/Cat%C3%A1logos/ITAP_web.pdf>. Acesso em 12 nov. 2016.

LAMONATO, D.T. **Pró-álcool: de sua criação aos dias atuais**. Jusbrasil. 2014. Disponível em <<https://danilotlamonato.jusbrasil.com.br/artigos/120002732/pro-alcool-de-sua-criacao-aos-dias-atuais>>. Acesso em: 15 jul. 2017.

LOPES, C.H. **Aspectos hídricos de usinas de açúcar e destilarias de álcool. Balanço material das águas e reuso**. São Carlos: Universidade Federal de São Carlos – Centro de Ciências Agrárias, 2012. Apresentação em Power Point

MAFIOLETTI, R.; MARTINS, G.; TURRA, F. Produção de Etanol dos Estados Unidos da América. **Revista de Política Agrícola**. Brasília, ano 20, n. 3, p.96-107, 2011. Disponível em: <<https://seer.sede.embrapa.br/index.php/RPA/article/viewFile/41/30>>. Acesso em: 14 jun. 2017.

MANDALOUFAS, M. **A utilização do bagaço de cana como fonte de energia, conforme diretrizes do mecanismo de desenvolvimento limpo**. 2010. 127p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade de Taubaté, Taubaté, 2010. Disponível em: <http://www.btdt.unitau.br/tesdesimplificado/tde_arquivos/5/TDE-2012-09-25T145612Z-247/Publico/Melissa%20Mandaloufas.pdf>. Acesso em: 12 mar. 2017.

MARQUINI, M.F. et al. Simulação e análise de um sistema industrial de colunas de destilação de etanol. **Acta Sci. Technol**. Maringá, v. 29, n. 1, p. 23-28, 2007. Disponível em: <<http://www.periodicos.uem.br/ojs/index.php/ActaSciTechnol/article/view/81/55>>. Acesso em: 22 jun. 2016.

MELISSA, A.S.S; GRIEBELER; N.P.; BORGES; L.C. Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, PB, v.11, n.1, p.108–114, 2007. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/rbeaa/v11n1/v11n1a14.pdf>>. Acesso em: 27 out. 2015.

MEYER, J. et all. Good management practices manual for the cane sugar industry. **PGBI Sugar and bio energy**. Johannesburg, South Africa, 2011. Disponível em <<http://www.unica.com.br/documentos/publicacoes/cana-de-acucar/>>. Acesso em: 06 nov. 2015.

MIERZWA, J.C.; HESPANHOL, I. **Água da indústria: uso racional e reuso**. São Paulo: Oficina de Textos, 2005.

NOVACANA. **As Usinas de açúcar e etanol no Brasil**. 2015. Disponível em <<http://www.novacana.com/usinas-brasil/>>. Acesso em: 10 nov. 2015.

OLIVEIRA, L.M.; VALDÉS SERRA, J.C.; MAGALHÃES, K.B. Estudo comparativo das diferentes tecnologias utilizadas para produção de etanol. **Revista Eletrônica do Curso de Geografia**, Jataí-GO, n. 10, jul/dez. 2012. Disponível em: <<http://www.revistas.ufg.br/index.php/geoambiente/article/view/26058/15029>>. Acesso em: 06 nov. 2015.

REIN, P. **Cane sugar engineering**. Berlim: Bartens, 2007.

SÃO PAULO (Estado). Resolução SMA-088/08 - **Diretrizes técnicas para o licenciamento de empreendimentos do setor sucroalcooleiro no Estado de São Paulo**. – Dez. 2008. Disponível em: <www.ambiente.sp.gov.br/legislacao/etanol/resolucao-sma-88-2008>. Acesso em: 06 nov. 2015.

SERRA, O. C. **Identificação de oportunidades para redução das perdas de água e energia em um sistema de geração e distribuição de vapor**. 2006. 202 f. Dissertação (Mestrado profissional em Gerenciamento e Tecnologias Ambientais no Processo Produtivo Química) – Universidade Federal da Bahia, BA, 2006. Disponível em: <http://teclim.ufba.br/site/material_online/dissertacoes/dis_osmar_c_serra.pdf>. Acesso em: 04 dez. 2016.

SISTEMA integrado de gerenciamento de recursos hídricos do Estado de São Paulo - SIGRH. São Paulo, 2017. Disponível em: <www.sigrh.sp.gov.br/main>. Acesso em: 15 jun. 2017.

SILVA, J.O.M. **Princípios Básicos de Tratamento de Água de Resfriamento**. Cursos CRQ-IV. São Paulo: Conselho Regional de Química, 2009. Disponível em: <http://www.crq4.org.br/sms/files/file/resfr_apostila_site.pdf>. Acesso em: 13 abr. 2017.

SILVA, J.G.S. **Introdução à Tecnologia da Refrigeração e da Climatização**. São Paulo: Artliber, 2010.

SILVA, F.C. et al. Diagnóstico hídrico em destilarias de álcool em São Paulo. **Bioenergia em Revista: Diálogos**, São Paulo, v. 1, n. 1, p. 93-117, 2011. Disponível em: <<http://www.fatecpiracicaba.edu.br/revista/index.php/bioenergiaemrevista/article/view/18/11>>. Acesso em: 23 set. 2015.

SPAROVEK, G. **Dimensionamento de sistemas de drenagem**. Piracicaba: ESALQ, 2005. Disponível em: <www.esalq.usp.br/gerd/SolosIV/DIMV23P_v260905.xls>. Acesso em: 16 jun. 2017.

SPIRAX-SARCO. **Catálogo técnico simplificado**. Cotia, SP. 2016. Disponível em <<http://www.mercado-ideal.com/catalogoss/SPIRAX-SARCO%20CATALOGO%20TECNICO%20SIMPLIFICADO.pdf>>. Acesso em: 12 jan. 2017.

SPIRAX-SARCO. **FT-20-1 Purgador de bóia para vapor**. Cotia, SP. 2006. Disponível em: <http://www.spiraxsarco.com/global/pt/Products/Documents/FT-20-1_Purgador_de_B%C3%B3ia_para_Vapor-Technical_Information.pdf>. Acesso em: 12 jan. 2017.

SPIRAX-SARCO. **TDS52 Purgador Termodinâmico de Fluxo Distribuído com Filtro Incorporado**. Cotia, SP. 2009. Disponível em: <http://www.spiraxsarco.com/global/br/Products/Documents/TDS52_Purgador_Termodin%C3%A2mico_de_Fluxo_Distribu%C3%ADdo_com_Filtro_Incorporado-Technical_Information.pdf>. Acesso em: 12 jan. 2017.

TLV. **Cálculo de perda de vapor em orifícios**. 2017. Disponível em: <<http://www.tlv.com/global/BR/steam-theory/cost-of-steam-trap-losses.html>>. Acesso em: 26 abr. 2017.

TOFIK, C.S. **Perda de carga em tubulações**: Programa de cálculo de perda de carga em tubulações. São Paulo, 2015. Disponível em: <www.cqd.com.br/Perda_de_carga.xls>. Acesso em: 14 out. 2016.

TONETTI, A.L. et al. Tratamento de esgoto e produção de água de reuso com o emprego de filtros de areia. **Revista Engenharia Sanitária Ambiental**, Rio de Janeiro, v.17, n.3, p. 287-294, jul/set. 2012. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v17n3/v17n3a05.pdf> >. Acesso em: 29 out. 2015.

UDOP – União dos produtores de bioenergia. **Informe de 13/10/2016**. Disponível em: <<http://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=1142203>>. Acesso em: 13 mar. 2017.

URBANCHUK, J.M. Contribution of Biofuels to the Global Economy. **Global Renewable Fuels Association**. Toronto – CA, 2012. Disponível em: <http://globalrfa.org/file_download/2/GRFA_Commissioned_Report_on_the_Global_Economic_Impact_of_Biofuels.pdf>. Acesso em: 15 mar. 2017.

WALTER, A. et al. **A Sustainability Analysis of the Brazilian Bio-ethanol**. Estudos realizados pela Universidade de Campinas – UNICAMP e Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz – ESALQ, com apoio do DEFRA (Department for Environment, Food and Rural Affairs) e Consulado Britânico, 2008. Disponível em: <www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=6548848> e <http://www.researchgate.net/publication/265669516_A_Sustainability_Analysis_of_the_Brazilian_Ethanol>. Acesso em: 06 nov. 2015.

WEBER, C.C.; CYBIS, L.F.; BEAL L.L. Reuso da água como ferramenta de revitalização de uma estação de tratamento de efluentes. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 15, n.2, p. 119-128, 2010. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v15n2/a04v15n2>>. Acesso em: 03 nov. 2015.

WEG. **Motores elétricos**: Guia de especificação. Jaraguá do Sul, SC. 2016. Disponível em: <[ecatalog.weg.nt/files/wegnet/WEG-guia de especificação de motores elétricos-50032749.manual-portugues-br.pdf](http://ecatalog.weg.nt/files/wegnet/WEG-guia_de_especificacao_de_motores_el%C3%A9tricos-50032749.manual-portugues-br.pdf)>. Acesso em: 24 maio 2017.

ANEXO 1 – Lista de Purgadores

Purgador	Tipo	Modelo	Diâmetro (")	Capacidade Vazão T/h	Localização	Pressão	Descarga Atual	Descarga Proposta	Perda Estimada	Perda (kg/h)	Temperatura Descarga °C	Tipo de Descarga
1	Bóia	FT-20/21 SXS	1	1,3	Dreno Soprador de Fuligem Cald 2	Alta	Atmosfera	Escape	6%	78	96,5	Contínua
2	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Soprador de Fuligem Cald 1	Alta	Atmosfera	Escape	6%	54	sem acesso	Contínua
3	Bóia	FT-20/21 SXS	1	1,3	Dreno alimentação da Turbo Bomba	Alta	Atmosfera	Escape	3%	39	95,1	Pulsos, com vazamento
4	Bóia	FT-20/21 SXS	1 1/2	5,4	Dreno linha para moenda	Alta	Atmosfera	Escape	6%	324	sem acesso	Contínua
5	Bóia	FT-20/21 SXS	1	1,3	Dreno Baião TG1	Alta	Atmosfera	Escape	6%	78	102,4	Contínua
6	Bóia	FT-20/21 SXS	1	1,3	Dreno Baião TG2	Alta	Atmosfera	Escape	1%	13	68,3	Pulsos
7	Termodinâmico	TDS-52 SXS	1	1,4	Dreno Baião TG3	Alta	Atmosfera	Escape	6%	84	112,8	Contínua
8	Bóia	FT-20/21 SXS	1	5,4	Dreno Entrada de Alimentação da Casa de Força	Alta	Atmosfera	Escape	1%	54	50,3	Pulsos
9	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Após Casa de Força para Redutora	Alta	Atmosfera	Escape	3%	27	90,7	Pulsos, com vazamento
10	Bóia	FTD SXS	2 1/2	desativado	Dreno Vapor de Escape Moenda Velha p/CF	Escape	Atmosfera	Ret Condensado				ramal desativado e equipamento bloqueado
11	Bóia	FT-10/4,5 SXS	1 1/2	4,7	Dreno Vapor Escape TG1	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	1%	47	68,3	Pulsos
12	Bóia	FT-10/4,5 SXS	1 1/2	4,7	Dreno Vapor Escape TG2	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	3%	141	89,3	Pulsos, com vazamento
13	Bóia	FT-10/4,5 SXS	1 1/2	4,7	Dreno Vapor Escape TG3	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	3%	141	94,6	Pulsos, com vazamento
14	Bóia	FT-20/4,5 SXS	1 1/2	4,7	Dreno Linha Vapor Escape Saída CF p/Destilaria	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	3%	141	89,2	Pulsos, com vazamento
15	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Baião Picador 1	Alta	Atmosfera	Escape	1%	9	38,3	Pulsos
16	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Baião Picador 2	Alta	Atmosfera	Escape	1%	9	40,5	Pulsos
17	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Baião Desfibrador	Alta	Atmosfera	Escape	3%	27	83,4	Pulsos, com vazamento
18	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Baião Ternos 1 e 2	Alta	Atmosfera	Escape	6%	54	sem acesso	Contínua
19	Termodinâmico	TDS-52 SXS	3/4	0,9	Dreno Baião Ternos 3 e 4	Alta	Atmosfera	Escape	6%	54	sem acesso	Contínua
20	Bóia	FTD SXS	2 1/2	32,5	Dreno Final Linha Vapor Escape Moenda	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	3%	975	89,8	Pulsos, com vazamento
21	Bóia	FT-20/21 SXS	1	1,3	Dreno Alimentação da Destilaria/Fábrica Levedura	Alta	Atmosfera	Escape	1%	13	56,0	Pulsos
22	Bóia	FTD SXS	2 1/2	32,5	Dreno Vapor Escape Destilaria	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	6%	1950	96,7	Contínua
23	Bóia	FT-10/4,5 SXS	1 1/2	4,7	Dreno Vapor Escape Destilaria	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	6%	282	sem acesso	Contínua
24	Bóia	TF-12 A SCA	1 1/2	6,0	Dreno Baião dos Aparelhos	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	6%	360	sem acesso	Contínua
25	Bóia	FTD SXS	2 1/2	32,5	Dreno Linha de Escape dos Aparelhos	Escape	Atmosfera	Ret Condensado	6%	1950	94,7	Contínua
26	Bóia	FT-20/21 SXS	1	1,3	Dreno Secador de Levedura	Alta	Atmosfera	Escape	1%	13		bloqueado no dia
27	Bóia	FT-20/21 SXS	1 1/2	5,4	Dreno Entrada de Ar Aquecedor	Alta	Atmosfera	Escape	1%	54		bloqueado no dia
28	Bóia	FT-20/21 SXS	1 1/2	5,4	Dreno Entrada de Ar Aquecedor	Alta	Atmosfera	Escape	1%	54		bloqueado no dia