

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

JOSÉ EDUARDO DE MATOS PAZ

REDIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA
FERMENTAÇÃO PARA ELEVAÇÃO DA CAPACIDADE DE
PRODUÇÃO DE ETANOL

JOÃO PESSOA – PB

2019

JOSÉ EDUARDO DE MATOS PAZ

REDIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA
FERMENTAÇÃO PARA ELEVAÇÃO DA CAPACIDADE DE
PRODUÇÃO DE ETANOL

JOÃO PESSOA – PB

2019

JOSÉ EDUARDO DE MATOS PAZ

REDIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA
FERMENTAÇÃO PARA ELEVAÇÃO DA CAPACIDADE DE
PRODUÇÃO DE ETANOL

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química do Centro de Tecnologia da Universidade Federal da Paraíba, em cumprimento dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientadora: Prof^o. Dr. Alfredo Ismael Curbelo Garnica

Co-orientadora: Prof^a. Dr^a. Fabíola Dias da Silva Curbelo

JOÃO PESSOA – PB

2019

Catálogo na publicação
Seção de Catalogação e Classificação

P348r Paz, José Eduardo de Matos.

Redimensionamento do sistema de resfriamento da fermentação para elevação da capacidade de produção de etanol / José Eduardo de Matos Paz. - João Pessoa, 2019.

49 f.

Orientação: Alfredo Ismael Curbelo Garnica.

Coorientação: Fabíola Dias da Silva Curbelo.

Dissertação (Mestrado) - UFPB/CT.

1. Balanço de energia. 2. Fermentação alcólica. 3. Trocadores de calor de placas. I. Garnica, Alfredo Ismael Curbelo. II. Curbelo, Fabíola Dias da Silva. III. Título.

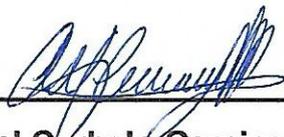
UFPB/BC

JOSÉ EDUARDO DE MATOS PAZ

REDIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA FERMENTAÇÃO
PARA ELEVAÇÃO DA CAPACIDADE DE PRODUÇÃO DE ETANOL

Dissertação APROUADA em
27/03/2019

BANCA EXAMINADORA



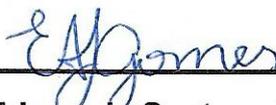
Prof. Dr. Alfredo Ismael Curbelo Garnica –PPGEQ/CT/UFPB

Orientador



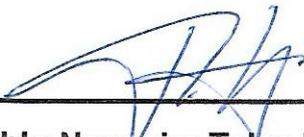
Prof^a. Dr^a. Fabíola Dias da Silva Curbelo – PPGEQ/CT/UFPB

Co-orientadora



Prof^a. Dr^a. Erika Adriana de Santana Gomes – DTS/CTDR/UFPB

Examinadora externa



Prof. Dr. Pablo Nogueira Teles Moreira – DTS/CTDR/UFPB

Examinador externo

À minha esposa, aos meus pais, professores de formação, e a todos os outros professores que já tive, por que, “se vi mais longe foi por estar de pé sobre ombros de gigantes” (Isaac Newton, 1676)

Dedico.

AGRADECIMENTOS

Aos meus orientadores Prof. Dr Ismael Curbelo Garnica e Prof.^a Dr^a Fabíola Dias da Silva Curbelo, pela oportunidade de executar esse trabalho, por sua competência, paciência, compreensão e por todo conhecimento transmitido.

Ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Química, e a todo o corpo docente, por ter proporcionado esse período de grande aprendizado.

A banca examinadora, Prof.^a Dr^a Erika Adriana de Santana Gomes e Prof. Dr. Pablo Nogueira Teles Moreira, pelas contribuições valiosas.

Aos meus pais, Simone de Matos Barbosa Paz e José Suares da Paz e minha irmã Ana Lúcia de Matos Paz, por serem a minha fortaleza, pelo amor incondicional por mim, dedicação, companheirismo e incentivo. Obrigada por sempre acreditar no meu potencial.

À minha avó Maria Lúcia Correia de Matos Barbosa que tanto torceu por mim e vibrou com minhas conquistas.

À minha esposa, Aline Macedo Dantas, minha maior incentivadora. Obrigada por estar presente nos momentos de felicidade e naqueles nem tão felizes assim. Obrigado por compreender que nem sempre posso estar por perto fisicamente, mas sempre estarei ao seu lado.

Aos meus grandes amigos, Thiago Oliveira, Túlio Moura e Jefferson Gomes, pela amizade e incentivo.

À Émerson Moraes, um exemplo profissional por dominar a arte da engenharia no setor sucroenergético como ninguém e Thales Velho Barreto, certamente um dos maiores especialistas em produção de etanol do país. Obrigado pela valiosa contribuição neste trabalho e em minha carreira.

RESUMO

O Brasil é um dos maiores produtores de cana-de-açúcar do mundo, produzindo através dela mais de 37 milhões de toneladas de açúcar e 27 bilhões de litros de etanol. Atualmente há uma elevação na demanda do consumo de etanol combustível, especialmente em função da variação do preço do petróleo no mercado internacional e o caráter renovável desta fonte de energia. Este trabalho tem como objetivo elevar a produção de etanol a partir do redimensionamento do sistema de resfriamento da fermentação de uma planta industrial, para tal feito foi necessário realizar um balanço de energia do sistema de arrefecimento da fermentação, em sua antiga configuração, e redistribuir as placas para atender a necessidade de absorção de calor do primeiro e segundo estágios. Outro ponto importante foi a ampliação do segundo estágio, aumentando o tempo de residência do mosto fermentado. As modificações implementadas geraram um aumento de produtividade da planta mensurados através da quantidade de cana de açúcar destinada a produção de etanol que dobrou em relação a safra anterior, a quantidade de vinho produzido que foi 36% maior, a elevação de 0,9% na quantidade de açúcares redutores totais (ART) presentes na alimentação, o que elevou em 6% o teor alcoólico do vinho, proporcionando uma produção 52% maior no período estudado, mantendo a temperatura da fermentação na faixa ótima de trabalho da levedura. Estes resultados evidenciam a elevação na produtividade do sistema e ainda proporcionou uma redução no custo de manutenção através da redução do número de trocadores de calor e bombas em operação na planta, além disso, a elevação da capacidade de processar matéria-prima nos possibilitou trabalhar com o estoque de melaço baixo, minimizando as perdas por degradação de açúcar na estocagem.

Palavras-chave: balanço de energia, fermentação alcólica, trocadores de calor de placas.

ABSTRACT

Brazil is one of the largest producers of sugarcane in the world, producing through it more than 37 million tons of sugar and 27 billion liters of ethanol. Currently there is an increase in the demand for fuel ethanol consumption, especially due to the variation of the price of petroleum in the international market and the renewable character of this energy source. The aim of this work is to increase the ethanol production from the re-sizing of the fermentation cooling system of an industrial plant. In order, it was necessary to perform an energy balance of the fermentation cooling system, in its old configuration, and to redistribute the plates to meet the need for heat absorption of the first and second stages. Another important point was the expansion of the second stage, increasing the residence time of the fermented wort. The implemented modifications generated an increase in plant productivity measured by the amount of sugarcane destined for ethanol production, which doubled in relation to the previous harvest, the quantity of wine produced that was 36% higher, the increase of 0.9% in quantity of total reducing sugars (ART) present in the food, which increased by 6% the alcoholic content of the wine, giving a 52% higher production in the studied period, maintaining the fermentation temperature in the optimum range of yeast. These results evidenced the increase in the productivity of the system and also provided a reduction in the cost of maintenance by reducing the number of heat exchangers and pumps in operation in the plant, in addition, the increase of the raw material processing capacity enabled us to work with the stock of low molasses, minimizing the losses by sugar degradation in the storage.

Keywords: energy balance, alcoholic fermentation, plate heat exchangers

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Fig. 1	Metabolismo da <i>Saccharomyces cerevisiae</i> para a produção de etanol.....	17
Fig. 2	Representação do volume de controle.....	21
Fig. 3	Possíveis posições de uma gaxeta.....	24
Fig. 4	Posições de perfuração de placas possíveis.....	25
Fig. 5	Tipos de fluxo nos canais de escoamento.....	25
Fig. 6	Componentes de um trocador de calor de placas gaxetado.....	26
Fig. 7	Placa tipo <i>Chevron</i>	26
Fig. 8	Antiga configuração da planta de fermentação.....	29
Fig. 9	Representação do fluxo de calor através de uma placa.....	32
Fig. 10	Representação das resistências à transferência de calor.....	32
Fig. 11	Centrifuga de fermento.....	34
Fig. 12	Equipamento Banho Maria.....	34
Fig. 13	pHmetro.....	34
Fig. 14	Equipamento Redutec.....	34
Fig. 15	Microdestilador.....	35
Fig. 16	Densímetro automático.....	35
Fig. 17	Nova configuração da planta de fermentação.....	38
Fig. 18	Comparativo da quantidade de cana-de-açúcar moída para produção de etanol.....	41
Fig. 19	Comparativo da quantidade de vinho destilado.....	42
Fig. 20	Comparativo do percentual de ART presente na alimentação.....	42
Fig. 21	Comparativo do estoque de mel disponível.....	43
Fig. 22	Comparativo do °GL do vinho produzido.....	44
Fig. 23	Comparativo da produção de etanol.....	44

LISTA DE QUADROS

Quadro 1	Capacidade de resfriamento da planta de fermentação antiga.....	30
Quadro 2	Capacidade de resfriamento da planta de fermentação antiga (CRA) e a proposta (CRP).....	37
Quadro 3	Comparativo entre as temperaturas médias das dornas de fermentação na safra atual e safra anterior.....	40

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
2	OBJETIVOS	14
2.1	OBJETIVO GERAL.....	14
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	14
3	REVISÃO DE LITERATURA	15
3.1	UMA BREVE HISTÓRIA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA.....	15
3.2	<i>Saccharomyces cerevisiae</i> NA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA E FATORES QUE A INFLUENCIAM.....	17
3.3	TRANSFERÊNCIA DE CALOR.....	19
3.3.1	Trocadores de calor de placas.....	24
4	MATERIAIS E MÉTODOS	28
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	36
6	CONCLUSÃO	46
	ANEXO I	47
	REFERÊNCIAS	48

1 INTRODUÇÃO

O Brasil ocupa uma posição de destaque em relação a produção de cana-de-açúcar, ocupando a primeira posição no mundo com cerca de 633,26 milhões de toneladas colhidas na safra 2017/2018, número ainda 3,6% inferior ao da safra 2016/2017. A queda na colheita ocorreu devido à diminuição da área plantada nesta safra com 8,73 milhões de hectares contra 9,05 milhões de hectares da safra 2016/2017, número 4,6% maior que na safra anterior 2015/2016, estando a cana-de-açúcar atrás apenas da soja e do milho, em relação à área plantada no país (CONAB, 2018).

A produção de açúcar na safra 2018/2019 recuou em relação à safra anterior para 37,87 milhões de toneladas, queda de 2,1%. O principal propulsor foi o baixo preço do produto no mercado interno e externo. O etanol, por sua vez, apresentou uma melhor remuneração frente ao açúcar o que proporcionou praticamente a manutenção do mesmo volume de produção, 27,76 bilhões de litros, apenas 0,2% de queda em relação à safra anterior, mesmo com a redução da área plantada devido à um direcionamento maior da moagem para a produção de álcool (CONAB, 2018).

O etanol anidro apresentou leve alta, cerca de 0,1% ante a safra 2016/2017, enquanto que o etanol hidratado apresentou queda de 0,4%. Entretanto, no início da safra a expectativa era de uma queda ainda maior na produção do álcool hidratado, cerca de 10,7%. A partir de outubro de 2017 houve maior consumo do etanol hidratado e, conseqüentemente, sua produção, tendência esta que permanecerá para a safra 2018/2019 com estimativa de crescimento de 11,6%, totalizando 30,41 bilhões de litros (CONAB, 2018), o que requer maior atenção as unidades produtoras de etanol.

Diante da necessidade das indústrias em direcionar seu mix para a produção de etanol, tornou-se imprescindível o estudo e desenvolvimento de projetos que objetivassem a maximização da produtividade de etanol, ao menor custo possível, aproveitando a estrutura já existente, tendo em vista o cenário de crise existente no setor sucroenergético (MANOEL *et al.*, 2017).

Entre as opções para a elevação de produtividade do setor de fabricação de etanol, estão a aquisição de novos equipamentos, repotenciamento dos equipamentos já existentes ou redimensionamento de etapas dos processos. Uma das formas mais econômicas de aumentar a capacidade de produção do setor de fabricação de etanol é redimensionar o processo, utilizando equipamentos já existentes na planta industrial, apenas os realocando ou reorganizando a fim de que atendam melhor às necessidades operacionais e proporcionem a elevação da produtividade.

Nesse sentido, um dos principais passos a serem executados para elevar a produção de etanol é interferir adequadamente no processo de fermentação alcoólica ou no processo de destilação, que são as duas etapas mais importantes na produção do etanol.

No caso específico da etapa de fermentação alcoólica, trabalhar na eficiência da refrigeração das dornas de fermentação pode ser uma boa alternativa, pois é possível aumentar a quantidade de matéria-prima a ser processada sem superaquecer o sistema, o que não provocaria redução da sua eficiência e assim, aumentaria a produção etílica.

Segundo o exposto acima foram definidos o objetivo principal e os específicos deste trabalho.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Aumentar a produção de etanol a partir do redimensionamento do sistema de resfriamento da fermentação de uma planta industrial localizada no estado de Pernambuco.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Calcular a área disponível para absorção de calor gerado na fermentação;
- Redistribuir as placas dos trocadores de calor para aumentar a capacidade de troca térmica e atender a necessidade de admitir uma maior quantidade de matéria prima no primeiro estágio;
- Conjuguar o segundo estágio da fermentação para aumentar o tempo de residência do mosto e dobrar a área de transmissão de calor neste setor;
- Reduzir o custo de manutenção do sistema de refrigeração das dornas pela redução da quantidade de placas e bombas utilizadas.

3 REVISÃO DE LITERATURA

3.1 UMA BREVE HISTÓRIA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

Desde a pré-história, o ser humano descobriu que poderia se beneficiar ou não de reações que aconteciam espontaneamente nos alimentos. Quando os frutos ricos em açúcar estavam muito maduros, percebeu-se que o seu suco adquiria efeitos inebriantes e auxiliava a suportar as baixas temperaturas do inverno, ao passo que a carne era mais palatável poucos dias após o abate da presa e que, com o passar do tempo seu sabor diminuía consideravelmente ao ponto de ser descartada (LEÃO, 2005).

Há mais de dez mil anos o ser humano deixava de ser nômade e passava a se fixar em cidades, o que fez surgir a necessidade de armazenar e preparar os alimentos, o que intensificou e aprimorou de forma ainda que inconsciente, o uso das reações fermentativas em benefício próprio, a exemplo da fabricação do vinho, por volta de 8.000-7.000 anos atrás; do pão que data de 4.000 a.C. na região da Mesopotâmia e, um pouco mais tarde; a cerveja, na mesma região (LEÃO, 2005).

O médico indiano Susruta, escreveu por volta do século VI a.C. que: “O caldo de cana espremido serve de remédio e é empregado em mistura com outros; é usado também cru, cozido ou em xarope, para preparar bebidas espirituosas e inebriantes, como, por exemplo, o *sidhu*” (LIPPMAN, 1941) (LEÃO, 2005). Nas Filipinas, mais especificamente na ilha de Luzon, preparava-se um fermentado de xarope de cana-de-açúcar, o líquido produzido era conhecido como *basi* e ficava fermentando por até cinco dias. (LIMA, 1975).

O Império Romano, que em seu fim marca a transição da antiguidade para a idade média, incorporou diversos territórios – que hoje fazem parte de 46 países – absorvendo parte dos costumes e tradições dos povos dominados e os difundindo em todo o império, tornando popular o consumo de bebidas fermentadas como o hidromel, vinho de uva, vinho de tâmaras, vinho de figo, vinho de romã e cerveja (LEÃO, 2005).

Os árabes aperfeiçoaram as técnicas de destilação em alambiques, anteriormente utilizados para extrair o aroma das rosas, tornando possível a

separação do álcool contido nos vinhos em grande quantidade. Esse álcool era conhecido por eles como o espírito do vinho. A palavra álcool tem origem na língua árabe, vem de *al* “a” e *kohol* “coisa sutil” (LEÃO, 2005).

O Iluminismo, período marcado pela sede de descobertas, foi um movimento intelectual e cultural que marcou a história humana. Durante este período, havia grande interesse em compreender os fenômenos químicos e físicos que, até então, pareciam acontecer por magia. Neste contexto, o nível de compreensão sobre a fermentação alcoólica evoluiu enormemente. Em 1.652, Jean Baptiste Van Helmont percebeu que a fermentação produzia além do álcool um gás, posteriormente identificado como anidrido carbônico por McBride em 1.764. Alguns anos antes, Johann Joachim Becher propôs que a fermentação só acontecia em líquidos açucarados, mas foi Antoine Laurent Lavoisier quem elucidou o processo fermentativo (LEÃO, 2005).

Lavoisier conseguiu estabelecer uma relação entre o açúcar, o anidrido carbônico e o etanol. Também determinou as proporções centesimais de carbono, oxigênio e hidrogênio, através de um experimento, utilizando volumes conhecidos das três substâncias presentes na mistura açucarada e estabeleceu a equação da reação fermentativa conforme a Equação 1.



Foi através desta descoberta que ele formulou a celebre Lei: “Na natureza ocorrem somente mudanças ou modificações: nada se cria, nada se perde. O princípio a ser formulado é que: em todo processo, há uma quantidade igual de matéria antes e depois da reação; e a qualidade e quantidade dos princípios serão os mesmos”.

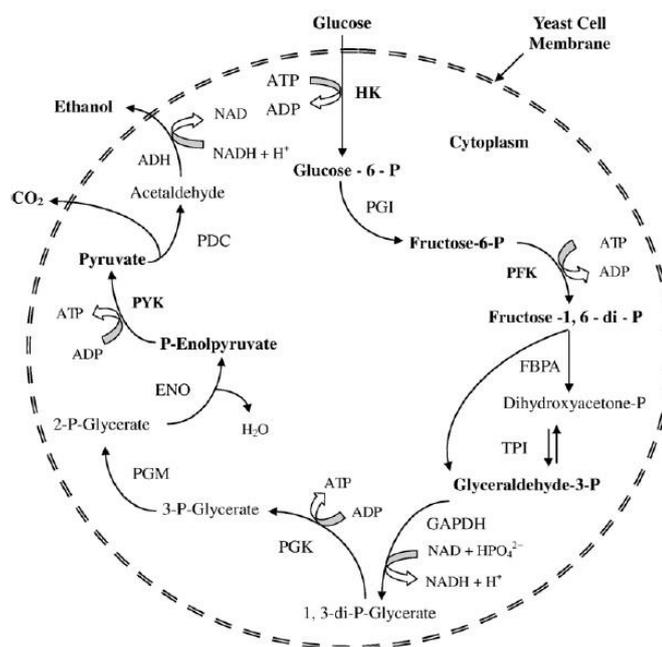
Após esta grande descoberta, os estudos sobre esta reação avançaram cada vez mais, tendo outros grandes cientistas como Joseph Gay Lussac e Louis Pasteur, entre outros, desenvolvendo pesquisas na área e contribuindo fortemente para o entendimento atual: conhecimento profundo do mecanismo do processo fermentativo, sequenciamento genético da levedura e classificação e isolamento de linhagens de leveduras de alta eficiência (LEÃO, 2005).

3.2 *Saccharomyces cerevisiae* NA FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA E FATORES QUE A INFLUENCIAM

A *Saccharomyces cerevisiae* é capaz de fermentar diversos açúcares em etanol, dentre eles a sacarose, que é o açúcar mais abundante na cana-de-açúcar. Essa fermentação ocorre pela via glicolítica em condições de anaerobiose, com temperaturas ótimas de crescimento entre 25 e 35 °C (SOUZA et al., 2018; TECHAPARIN, THANONKEO; KLANRIT, 2017).

O processo de fermentação inicia-se com a hidrólise da sacarose pela enzima invertase, que libera os monossacarídeos glicose e frutose, que são convertidos posteriormente em piruvato. As células da levedura modificam seu metabolismo da respiração para fermentação, quando em elevadas concentrações de açúcar (> 1% p/v), o que favorece uma repressão catabólica exercida pela glicose sobre a expressão de genes que codificam proteínas de cadeia de transporte de elétrons. Desta forma, o piruvato é descarboxilado e reduzido a etanol (Figura 1) (SOUZA et al., 2018).

Figura 1 – Metabolismo da *Saccharomyces cerevisiae* para a produção de etanol



Em que: HK: hexoquinase, PGI: fosfoglicoisomerase, PFK: fosfofrutoquinase, FBPA: frutose bifosfato aldolase, TPI: triose fosfato isomerase, GAPDH: gliceraldeido-3-fosfato desidrogenase, PGK: fosfoglicerato quinase, PGM: fosfoglicerato mutase, ENO: enolase, PYK: piruvato quinase, PDC: piruvato descarboxilase e ADH: álcool desidrogenase.

Quando a glicose está disponível, os sistemas reguladores reprimem a expressão dos genes envolvidos na respiração e na utilização de outras fontes de carbono, em um fenômeno chamado repressão catabólica do carbono (CUNHA et al., 2006). Este processo necessita de um controle a fim de se evitar a presença de contaminantes, pois estes podem interferir no desempenho. A contaminação bacteriana acima de 107 UFC/mL pode reduzir o rendimento do processo de 1% a 5% (BREXÓ; SANT'NA, 2017).

As células dessas leveduras, durante o processo de propagação da biomassa, são expostas a diversos estresses, tais como: osmótico, oxidativo, térmico e tolerância ao etanol (DING et al., 2009). Os diferentes estressores podem atuar na supressão da biossíntese de macromoléculas, desnaturação de proteínas citoplasmáticas, redução da atividade enzimática glicolítica e alterações na composição da membrana celular (WANG et al., 2014). Os danos causados pelo tipo e grau de estresse são definidos por vários fatores, incluindo o ciclo da levedura e a divisão celular no momento que ocorre o estresse, afetando a dinâmica populacional e a fermentação industrial, incluindo a produção de etanol (DING et al., 2009; SILVA, BATISTOTE, COREDA, 2013).

O aumento na concentração de etanol durante a fermentação é um dos estresses mais comuns que as células de leveduras são submetidas. A alta produção desse álcool pode modificar o grau de polaridade da membrana celular, favorecendo o aumento da fluidez da membrana e destruição de suas estruturas. Em resposta, as células de levedura podem alterar a composição da membrana para antagonizar a fluidização da membrana e estabilizar o plasma da membrana e, desta forma, reduzir a multiplicação e a viabilidade da levedura (DING et al., 2009; SILVA, BATISTOTE, COREDA, 2013).

A alta concentração de açúcar do substrato (>25%) submete a levedura a uma pressão osmótica, o que pode diminuir a sua viabilidade celular, assim como retardar

ou prolongar o processo fermentativo. Desta forma, maiores concentrações de sacarose não favorecem uma maior produção de etanol em tempos de fermentação de 24 a 28 h (ANCÍN-AZPILICUETA et al., 2012; Wang et al., 2014). Entretanto, os mecanismos de respostas da *S. cerevisiae* durante o processo de fermentação da sacarose a esses estresses não está bem elucidado (WANG et al., 2014).

A produção de etanol aumenta à medida que ocorre o aumento da temperatura. Entretanto, pode ser acometida por um estresse térmico que afeta a produção de etanol e diminui o crescimento das cepas de levedura (ZABED et al., 2014; TECHAPARIN, THANONKEO; KLANRIT, 2017). Esse estresse promove um aumento da fluidez e permeabilidade da membrana, prótons e outros íons, desnaturação das proteínas da membrana, inativação de ribossomos, podendo levar à ruptura celular. Além disso, pode causar a desnaturação de algumas enzimas que regulam a fermentação (ANCÍN-AZPILICUETA et al., 2012; ZABED et al., 2014).

3.3. TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Na indústria, o aquecimento e resfriamento, sem dúvida, estão entre as operações unitárias mais empregadas nos processos de transformação da matéria, por este motivo o fenômeno da transferência de calor é amplamente estudado e aplicado nos projetos e redimensionamento de equipamentos.

A temperatura, principal parâmetro de medição da energia transferida, pode ser definida como a manifestação macroscópica da energia cinética das moléculas e o calor como energia em trânsito, fluindo do corpo mais quente para o corpo mais frio (CANEDO, 2010).

Existem três mecanismos que descrevem essa transferência de energia entre corpos. O primeiro deles é a condução, que pode ser descrito como a transferência de energia das partículas mais energéticas para as menos energéticas de uma substância, devido à interação entre as partículas (INCROPERA, DEWITT, 2008). A Lei de *Fourier*, Equação 2, descreve a condução de calor, onde q é o fluxo de calor [$J.s^{-1}.m^{-2}$] e k é a constante de condutividade térmica do material [$J.s^{-1}.m^{-1}.K^{-1}$] e T a temperatura [K].

$$q = -k\nabla T \quad (2)$$

A convecção além da transferência de energia devido ao movimento molecular se soma a transferência de energia devido ao movimento global do fluido. O movimento global, ou macroscópico, ocorre devido ao escoamento, onde um grande número de moléculas está se movendo coletivamente. Desta forma, a convecção pode ser entendida como o mecanismo que superpõe a energia gerada pelo movimento aleatório das moléculas e o movimento global do fluido, representado na Equação 3 (INCROPERA, DEWITT, 2008). Assim, tem-se que o fluxo de calor por convecção será:

$$q = h(T_s - T_\infty) \quad (3)$$

Em que: h é o coeficiente convectivo de transferência de calor [$J.s^{-1}.m^2.K^{-1}$], T_s é a temperatura da superfície [K] e T_∞ é a temperatura no seio do fluido [K].

A energia também pode ser transferida por radiação. A radiação é emitida pela matéria devido à mudança na configuração eletrônica de moléculas ou átomos, essa energia é transferida por meio de ondas eletromagnéticas (CANEDO, 2010; INCROPERA, DEWITT, 2008). A Equação 4 representa a transferência de calor por radiação para sólidos.

$$q = \varepsilon\sigma(T_s^4 - T_{VIZ}^4) \quad (4)$$

Em que: ε é a emissividade do material ($0 \leq \varepsilon \leq 1$), σ é a constante de Stefan-Boltzmann - $5,67 \times 10^{-8}$ [$J.s^{-1}.m^2.K^{-4}$] - T_{VIZ} é a temperatura da vizinhança do sistema e T_s é a temperatura da superfície, ambas em [K].

Para líquidos, a transferência de calor por radiação pode ser descrita conforme as Equações 5 e 6:

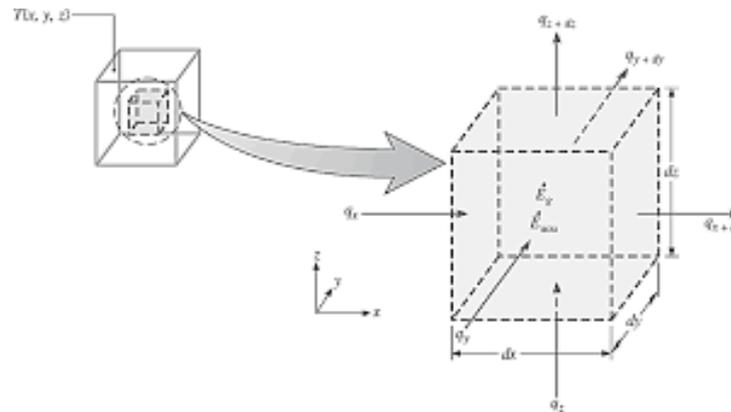
$$q_{RAD} = h_R A (T_s - T_{VIZ}) \quad (5)$$

$$h_R = \varepsilon\sigma(T_s - T_{VIZ})(T_s^2 + T_{VIZ}^2) \quad (6)$$

Em que: h_R é o coeficiente de transferência de calor por radiação em líquidos e A a área transversal a troca de calor [m^2].

Através do princípio de conservação de energia pode-se realizar o balanço de energia total em um volume de controle, sendo este um volume arbitrário no espaço no qual o fluido escoar, conforme representado na Figura 2.

Figura 2 – Representação do volume de controle



Fonte: INCROPERA, DEWITT, 2008.

O balanço global de energia neste volume de controle é expressão pela Equação 7.

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \left(\hat{U} + \frac{1}{2} V^2 \right) = -\nabla \cdot \left[\rho \left(\hat{U} + \frac{1}{2} V^2 \right) v \right] - \nabla \cdot q - \nabla \cdot (pv) - \nabla \cdot (\tau \cdot v) + \rho (g \cdot v) + S_V \quad (7)$$

Em que: \hat{U} é a energia interna do sistema por unidade de massa, V a velocidade das moléculas, ρ a massa específica, v a velocidade do fluido, q a taxa de transferência de calor por condução, p é a pressão, τ representa o atrito viscoso, g é a aceleração da gravidade e S_V é a taxa de geração de energia pelo sistema.

Para simplificar a Equação 7, a mesma foi reescrita explicitando o significado de seus termos (Equação 8).

$$I = II - III - IVa - IVb + IVc + V \quad (8)$$

I = Taxa de aumento de energia do sistema;

II = Taxa líquida de entrada de energia no sistema por convecção;

III = Taxa líquida de entrada de energia no sistema por condução;

IVa = Trabalho exercido no sistema pela força de pressão;

IVb = Trabalho exercido no sistema pela força de atrito viscoso;

IVc = Trabalho exercido no sistema pela força da gravidade;

V = Taxa de geração de energia no sistema.

Para solucionar o balanço de energia deve-se subtrair dele a equação do balanço de energia mecânico obtida através do balanço de momento apresentada abaixo.

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{1}{2} \rho V^2 \right) + \nabla \cdot \left[\left(\frac{1}{2} \rho V^2 \right) v \right] + \nabla \cdot (pv) + \nabla \cdot (\tau \cdot v) - \rho(g \cdot v) - p \nabla \cdot v - \tau : \nabla v = 0 \quad (9)$$

Como resultado da subtração os termos referentes à energia cinética e trabalho exercido sobre o sistema foram eliminados simplificando a equação.

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \hat{U} = -\nabla \cdot \rho \hat{U} v - \nabla \cdot q - p \nabla \cdot v - \tau : \nabla v + S_V \quad (10)$$

O segundo termo pode ser apresentado da seguinte forma:

$$\nabla \cdot \rho \hat{U} v = v \cdot \nabla(\rho \hat{U}) + \rho \hat{U}(\nabla \cdot v) \quad (11)$$

Substituindo na equação 10 obtém-se:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \hat{U} + v \cdot \nabla(\rho \hat{U}) + \rho \hat{U}(\nabla \cdot v) = -\nabla \cdot \rho \hat{U} v - \nabla \cdot q - p(\nabla \cdot v) - \tau : \nabla v + S_V \quad (12)$$

Para um material incompressível e considerando densidade e calor específico constantes obtém-se:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} + \rho c_p v \cdot \nabla T = -\nabla \cdot q - \tau : \nabla v + S_V \quad (13)$$

$$I + II = III + IV + V \quad (14)$$

I = Taxa de aumento de energia do sistema;

II = Taxa líquida de entrada de energia no sistema por convecção;

III = Taxa líquida de entrada de energia no sistema por condução;

IV = Taxa de dissipação de energia;

V = Taxa de geração de energia no sistema.

O fluxo de calor q pode ser expresso pela Lei de *Fourier* (2) e para fluidos newtonianos o tensor de tensões atrito viscoso τ pela Lei de *Newton* (15).

$$\tau = -\eta(\nabla v + \nabla v^T) \quad (15)$$

Substituindo na Equação 13, temos:

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} + \rho c_p v \cdot \nabla T = k \nabla^2 T + \eta \Phi_V + S_V \quad (16)$$

Aplicando a definição de derivada material obtém-se:

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} = k \nabla^2 T + \eta \Phi_V + S_V \quad (17)$$

Desconsiderando a dissipação viscosa e a geração de energia interna obtém-se a Equação 18:

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} = k \nabla^2 T \quad (18)$$

Para obter o balanço macroscópico de energia é necessário integrar o balanço de energia total (7) e subtrai-lo do balanço de energia mecânica. Para este caso será considerado um fluido incompressível.

$$\frac{dU}{dt} = -\Delta(G\hat{U}) + Q + E_v \quad (19)$$

Simplificando a Equação 19, obtém-se a Equação 20.

$$I = II + III + IV \quad (20)$$

I = Taxa de aumento de energia interna do sistema;

II = Taxa líquida de entrada de energia no sistema por convecção onde G é vazão mássica;

III = Taxa líquida de entrada de energia no sistema por condução;

IV = Taxa de dissipação de energia;

Para um sistema em estado estacionário, obtém-se a Equação 21.

$$\rho v c_p \Delta T = Q + E_v \quad (21)$$

Considerando a dissipação viscosa como nula:

$$Q = \rho v c_p \Delta T = m c_p \Delta T \quad (22)$$

3.3.1. Trocadores de calor de placas

Trocadores de calor de placas vêm sendo utilizados nas indústrias com mais intensidade desde a década de 1930 e, ao longo do tempo, foi ganhando espaço até em operações onde os trocadores casco-tubo predominavam. Hoje, os trocadores de placas são amplamente utilizados em operações líquido-líquido, que ocorram a temperaturas e pressões intermediárias (abaixo de 250°C e 25 bar) devido a sua flexibilidade operacional, alta eficiência, economia de espaço e facilidade de limpeza (HEWITT et al., 1994).

As desvantagens apresentadas são o uso de gaxeta para separação dos fluidos, o que não permite a operação em pressões e temperaturas mais elevadas, alta perda de carga provocada por apresentar ranhuras muito estreitas. O fato da área das ranhuras serem reduzidas não trazem prejuízos, pois gera maior turbulência elevando, por consequência, o coeficiente convectivo de transferência de calor (GUT, 2003).

Os trocadores de calor de placas podem trabalhar com o fluxo em série ou em paralelo, a depender da distribuição dos fluidos quente e frio e a disposição das gaxetas (Figura 3), perfuração das placas (Figura 4) e localização dos bocais de entrada e saída do trocador (Figura 5) (GUT, 2003).

Figura 3 – Possíveis posições de uma gaxeta

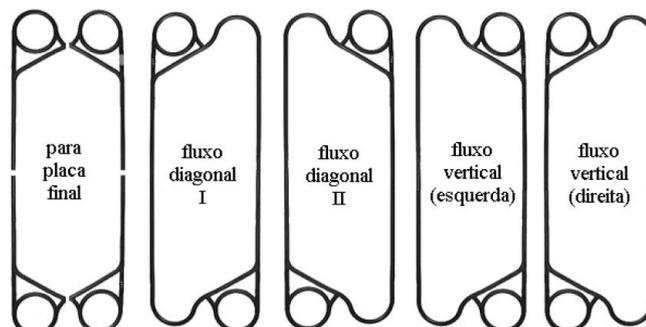
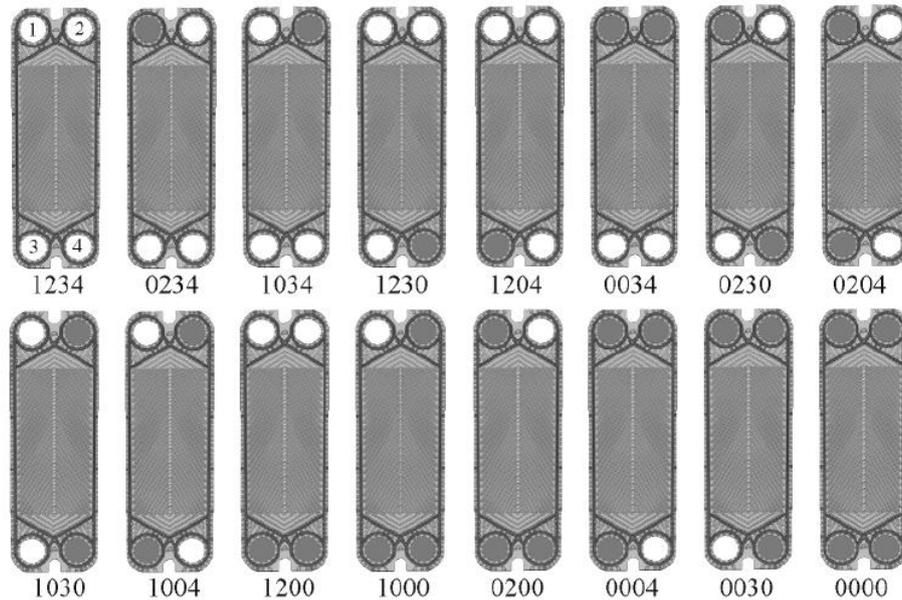
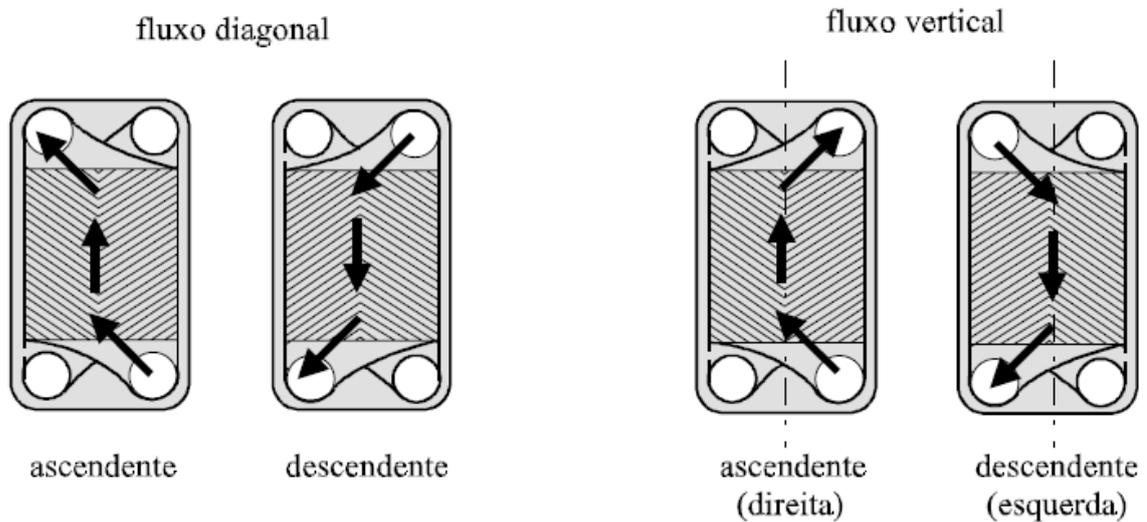


Figura 4 – Posições de perfuração de placas possíveis



Fonte: DRYDEN AQUA, 2018.

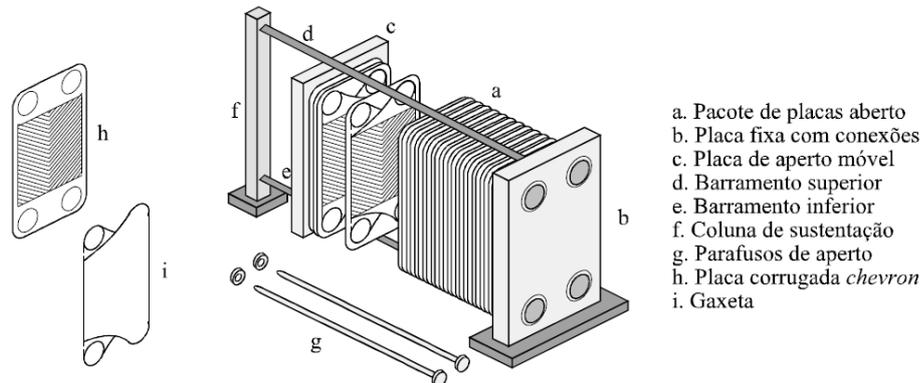
Figura 5 – Tipos de fluxo nos canais de escoamento



Fonte: GUT, 2003.

Estes trocadores são constituídos de um conjunto de placas de aço inoxidável com ranhuras, agrupadas de acordo com o posicionamento das gaxetas para o correto direcionamento dos fluidos quente e frio e comprimidas através do aperto dos parafusos que prende a placa móvel a fixa como apresentado na Figura 6.

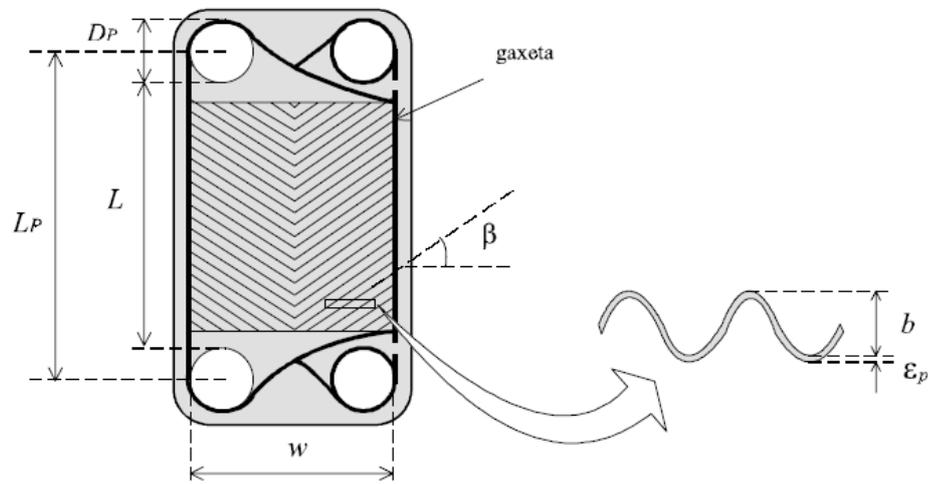
Figura 6 – Componentes de um trocador de calor de placas gaxetado



Fonte: GUT, 2003.

A placa tipo *Chevron* ou espinha de peixe é a mais utilizada normalmente, o detalhamento da mesma é apresentado na Figura 7.

Figura 7 – Placa tipo *Chevron*



Fonte: GUT, 2003.

Em que:

L_p : Comprimento efetivo de escoamento (mm);

D_p : Diâmetro do bocal (mm);

L : Comprimento efetivo para troca térmica (mm);

w : Largura efetiva do canal (mm);

β : Ângulo de inclinação das ranhuras;

b : Espessura média da ranhura (mm);

ε_p : Espessura da placa (mm).

Para dimensionar um trocador de calor de placas, duas considerações são de extrema importância para o cálculo da área de transferência de calor. A primeira delas é que nas placas de fechamento – primeira e última placas – não há troca térmica, ou seja, considera-se para efeito de cálculo que o número de placas térmicas é o número de placas totais menos as de fechamento (Equação 23).

$$N_{pt} = N_p - 2 \quad (23)$$

A segunda consideração é que pelo fato de haver ranhuras a área efetiva da placa, A_p , é maior que a área estrutural. O fator de correção (Φ) da área varia entre 1,15 e 1,25 o que pode ser descrito pela Equação 24 (KAKAÇ; LIU, 2002).

$$A_p = \Phi wL \quad (24)$$

Para um equacionamento preciso de um trocador de placas, além de conhecer suas dimensões, é importante conhecer as configurações do equipamento, tais como o número de passes, número de canais, se o fluxo é em contracorrente ou cocorrente, onde é a alimentação e a saída, se o fluxo é diagonal ou vertical.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Os experimentos foram planejados para uma planta industrial localizada no estado de Pernambuco e baseou-se nos mecanismos de transferência de calor para redimensionar o sistema de refrigeração das dornas de fermentação para que fosse possível receber uma quantidade maior de matéria prima sem superaquecer o sistema, o que reduziria sua eficiência.

A liberação de energia durante a fermentação é da ordem de 138,89 kcal para cada quilograma de Açúcares Redutores Totais (ART) fornecido ao sistema, portanto, para aumentar a produção etanol sem perda de eficiência pela levedura, torna-se evidente a necessidade de aumentar a capacidade da planta de absorver calor.

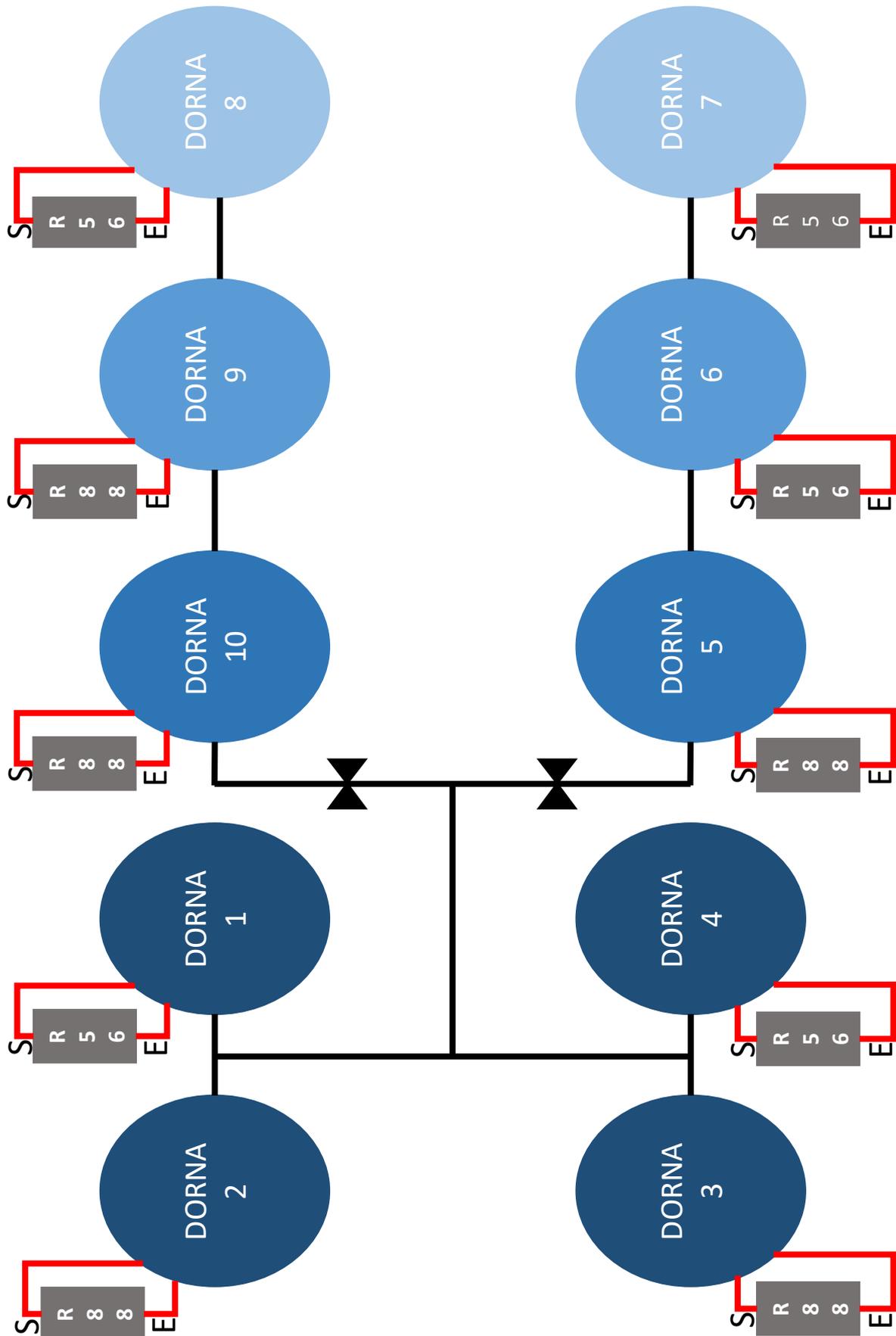
A planta original de fermentação selecionada para redimensionamento do sistema de resfriamento cuja a configuração está apresentada na Figura 8 é composta por dez dornas, cada uma com capacidade para 200.000 L. A alimentação do mosto e do fermento tratado acontece em quatro dornas (dornas 1, 2, 3 e 4, Figura 8) que estão interligadas entre si formando o primeiro estágio de fermentação, onde a maior parte da conversão dos açúcares em álcool acontece e, conseqüentemente, onde é liberada a maior quantidade de energia.

A antiga configuração da planta apresenta, após o primeiro estágio, duas linhas de fermentação, ambas compostas por três dornas, o segundo (dornas 5 e 10), o terceiro (dornas 6 e 9), e o quarto (dornas 7 e 8) estágio (Figura 8). A existência das duas linhas permite que a limpeza das dornas seja realizada com a planta em operação.

Cada dorna é refrigerada individualmente. O mosto fermentado é succionado do fundo da dorna para um trocador de calor de placas que opera transferindo calor do mosto para água proveniente da torre de resfriamento. O retorno do mosto à dorna ocorre na parte inferior do equipamento, mantendo a região sob constante agitação evitando a decantação do fermento e, conseqüente, perda de eficiência na conversão de substrato em produto.

Os trocadores instalados na fermentação são todos do fabricante APV, dos quais cinco são do modelo R56 e cinco do modelo R88, conforme disposição apresentada na Figura 8.

Figura 8 – Antiga configuração da planta de fermentação



Fonte: Autor, 2018.

O Quadro 1 apresenta a capacidade de resfriamento (CRA) da planta de fermentação antiga.

Quadro 1 – Capacidade de resfriamento da planta de fermentação antiga

Dorna	Modelo do trocador de calor	Nº de placas	Área efetiva - m²
Primeiro estágio			
1	R56	68	36,3
2	R88	76	54,0
3	R88	78	55,5
4	R56	68	36,3
Segundo estágio			
5	R88	78	41,8
10	R88	78	55,5
Terceiro estágio			
6	R56	74	39,6
9	R88	78	55,5
Quarto estágio			
7	R56	78	41,8
8	R56	76	40,7

Para calcular a área necessária para realizar a troca térmica considerou-se o fluxo de calor através de uma placa plana somente de largura y , comprimento z e espessura x . Considerando estado estacionário a equação 18 pode ser simplificada, considerando o fluxo de calor na espessura da placa, para:

$$\frac{d^2T}{dx^2} = 0 \quad (25)$$

A Equação 25 tem como solução:

$$T = A + Bx \quad (26)$$

Em que:

$$T|_{x=0} = T_i \quad (27)$$

$$T|_{x=L} = T_f \quad (28)$$

Portanto, quando $x=0$ obtém-se a Equação 29:

$$A = T_i \quad (29)$$

Logo:

$$B = \frac{T_f - T_i}{L} \quad (30)$$

Substituindo A e B na Equação 26:

$$T = T_i + \frac{T_f - T_i}{L} x \quad (31)$$

O fluxo de calor por condução em uma única direção é representado pela equação 2:

$$q_x = -k \frac{dT}{dx} = -k \frac{T_f - T_i}{L} = k \frac{T_i - T_f}{L} \quad (32)$$

Pode-se representar a Equação 32 da seguinte forma:

$$q_x = \frac{k}{L} \Delta T = u \Delta T \quad (33)$$

Em que: u é a resistência a transferência de calor por condução e a variação de temperatura é a força motriz da transferência de calor. A taxa de transferência de calor pode ser obtida integrando duplamente a Equação 33.

$$Q = \int_0^y \int_0^Z q \, dy \, dz \quad (34)$$

$$Q = qYZ \quad (35)$$

$$Q = k \frac{T_i - T_f}{L} YZ \quad (36)$$

$$Q = \frac{k}{L} \Delta T YZ \quad (37)$$

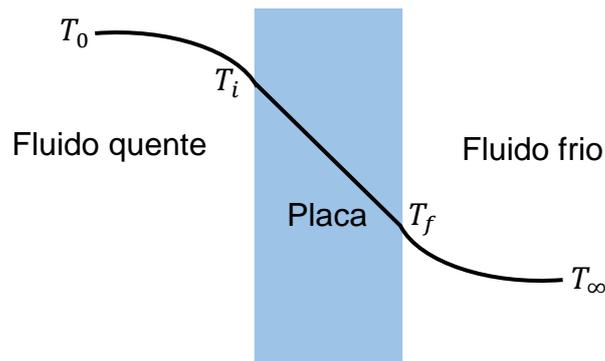
$$Q = u \Delta T YZ \quad (38)$$

Em que: Y multiplicado por Z representa a área efetiva da placa (Equação 39):

$$Q = uA \Delta T \quad (39)$$

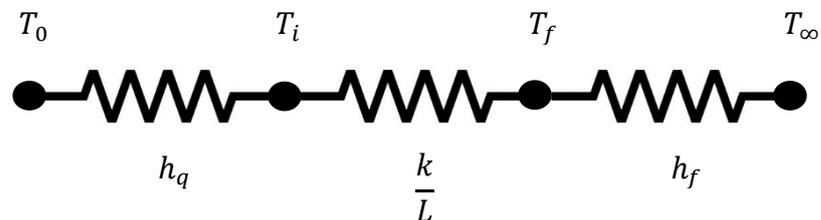
Como o trocador de placas em estudo opera trocando energia entre fluidos, deve-se considerar também o fluxo de calor por convecção em ambos os lados da placa. Para tal, adota-se o conceito de resistência ao fluxo de calor.

Figura 9 – Representação do fluxo de calor através de uma placa



Fonte: Autor, 2018.

Figura 10 – Representação das resistências à transferência de calor



Fonte: Autor, 2018.

Com isso, para o sistema estudado o coeficiente de resistência a transferência de calor global é a soma das três resistências.

$$u = h_q + \frac{k}{L} + h_f \quad (40)$$

Desta forma, foi proposto o aumento do tempo de residência e da área de troca térmica disponível no segundo estágio, e aumento da superfície de troca térmica também no primeiro estágio, onde, aproximadamente 70 a 80% da conversão de ART em etanol acontece. A área dos trocadores dos estágios finais também foram recalculados.

Para acompanhar a efetividade das modificações realizadas foi monitorado a temperatura das dornas, o percentual de ART fornecido ao sistema, a quantidade de vinho produzida e o teor alcoólico do vinho a ser destilado. Todos esses dados foram comparados ao monitoramento realizado na safra anterior (2017/2018) para demonstrar a evolução.

A determinação do ART no mosto de alimentação do primeiro estágio foi realizada a partir do método Eynon-Lane (1934), que se baseia na redução de ions Cu^{2+} da solução Feeling A. A metodologia foi adaptada de (CALDAS, 1998).

Preparo do titulante:

- Transferir 10 mL da amostra para um béquer de 250 mL;
- Acrescentar 200 mL de água destilada;
- Adicionar 10 mL de HCl a 50%;
- Levar ao Banho Maria, à 70°C por 15 minutos;
- Resfriar a amostra até temperatura ambiente;
- Neutralizar com NaOH a 20%;
- Transferir para balão volumétrico de 500 mL e completar com água destilada.

Preparo da solução a ser titulada:

- Adicionar 2,5 mL de solução Feeling A;
- Adicionar 2,5 mL de solução Feeling B;
- Acrescentar 40 mL de água destilada;
- Aguardar a mistura entrar em ebulição;
- Inserir 3 gotas do indicador azul de metileno;
- Titular até mudar da cor azul para vermelho tijolo.

O valor de ART no mosto de alimentação é obtido dividindo-se 250 pelo volume gasto na bureta.

Para determinar o ART, após o primeiro estágio fermentativo e o residual no vinho, é importante centrifugar a amostra para evitar que a fermentação continue acontecendo, enquanto a amostra não é analisada. Para maior segurança, a amostra

deve ser refrigerada até 10°C, pois caso ainda haja um resíduo de fermento a temperatura baixa desacelerará seu metabolismo minimizando os erros de análises.

Os equipamentos utilizados para estas análises foram: Centrífuga Excelsa II modelo 206 BL, Banho Maria Solab modelo 150/10, pHmetro Digimed modelo DM-20 e aparelho Redutec apresentados a seguir (Figura 11 a 14).

Figura 11 – Centrífuga de fermento



Fonte: Autor, 2018.

Figura 12 – Equipamento Banho Maria



Fonte: Autor, 2018.

Figura 13 – pHmetro



Fonte: Autor, 2018.

Figura 14 – Equipamento Redutec



Fonte: Autor, 2018.

Outro parâmetro de grande relevância para mensurar a eficácia das modificações propostas neste trabalho é o acompanhamento do teor alcoólico ou grau Gay-Lussac (°GL) do vinho produzido, sendo sua análise realizada a cada duas horas. Assim como as outras análises, a comparação entre a safra atual e a anterior também foi realizada. A metodologia de análise é exposta abaixo.

- Adicionar 25 mL de amostra ao microdestilador;
- Coletar destilado em balão de 50 mL;
- Realizar leitura no densímetro.

O resultado da leitura é multiplicado por 2, desta forma, é obtido o teor alcoólico (°GL) do vinho. Os equipamentos utilizados nesta análise foram o Microdestilador TECNAL modelo TE-012 e o Densímetro Automático Rudoph modelo DDM 2911 (Figuras 15 e 16).

Figura 15 – Microdestilador



Fonte: Autor, 2018.

Figura 16 – Densímetro automático



Fonte: Autor, 2018.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Após uma avaliação detalhada da planta de fermentação original (Figura 8) foi identificado que os trocadores de calor (modelo R56), acoplados às dornas 6 e 7 (do terceiro e quarto estágio, respectivamente), estavam superdimensionados, portanto remanejaram-se parte das placas destes trocadores para os trocadores (modelo R56) acoplados às dornas 1 e 4, do primeiro estágio e ao trocador (modelo R56) acoplado à dorna 8, do quarto estágio.

Sabendo que as dornas 6 e 9 (terceiro estágio) e 7 e 8 (quarto estágio) (Figura 8) não operam ao mesmo tempo, flexibilizou-se o sistema de resfriamento para que apenas um trocador de calor atendesse o par de dornas desses estágios. Sendo assim, estas dornas ficaram operando apenas com um trocador de calor, e não com dois como inicialmente.

A partir da análise anterior, foi apresentada uma nova configuração para a planta de fermentação, como mostra a Figura 17.

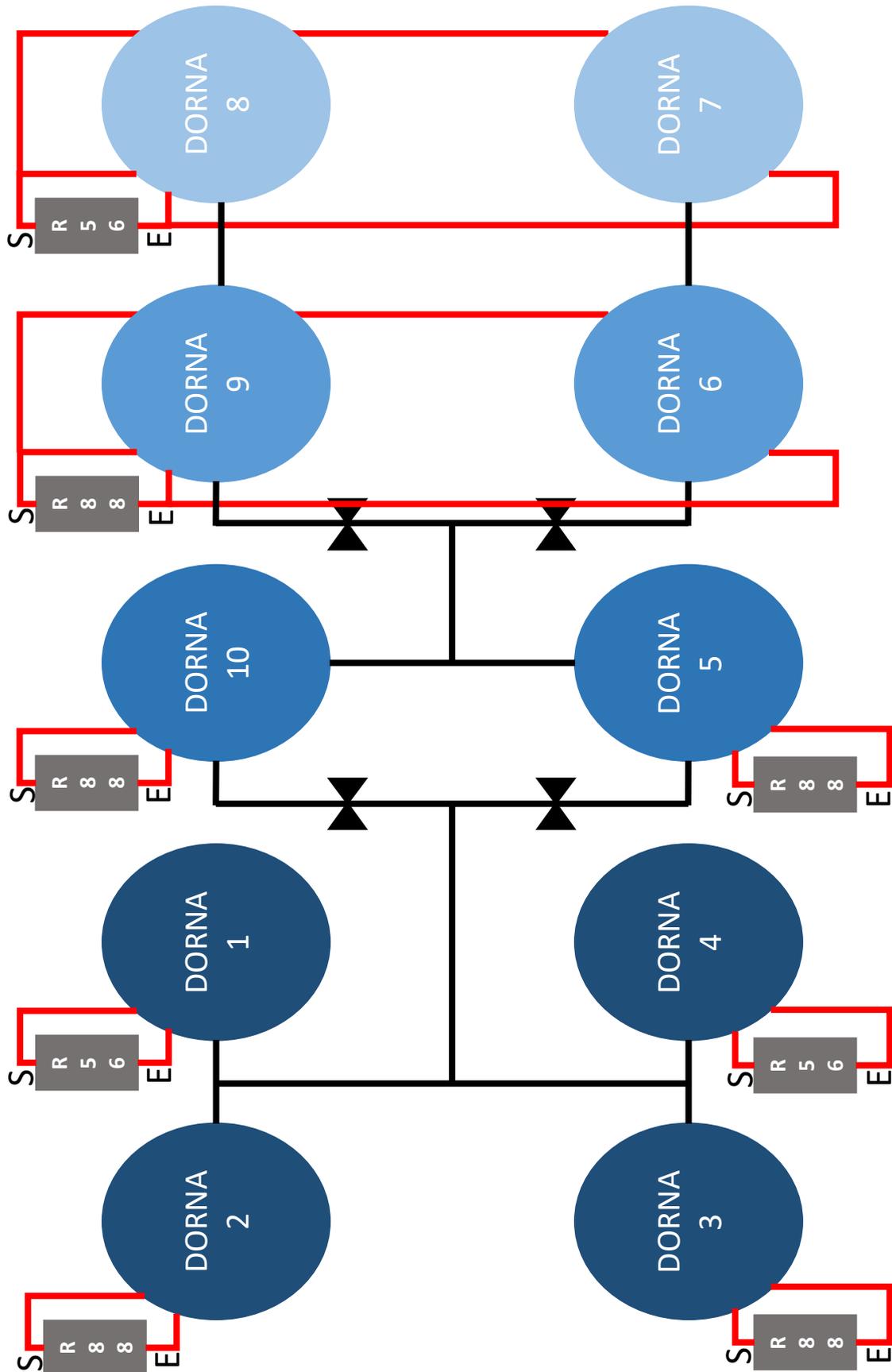
O Quadro 2 apresenta as modificações quantitativas relacionadas com a capacidade de refrigeração da planta de fermentação.

Analisando o Quadro 2, observa-se que os trocadores de calor do modelo R56 do primeiro estágio (Figura 17), acoplados às dornas 1 e 4, tiveram cada um deles um aumento de 34 placas, o que elevou sua área efetiva de transferência de calor de 36,3 para 51 m². Similarmente, o trocador de calor, modelo R56 acoplado à dorna 8, quarto estágio, houve um aumento de 14 placas o que produz uma elevação na sua área efetiva de transferência de calor de 40,7 para 45 m².

Quadro 2 – Capacidade de resfriamento da planta de fermentação antiga (CRA) e a proposta (CRP)

Dorna	Modelo do trocador de calor	Nº de placas (CRA)	Área efetiva - m² (CRA)	Nº de placas (CRP)	Área efetiva - m² (CRP)
Primeiro estágio					
1	R56	68	36,3	102	51,0
2	R88	76	54,0	76	54,0
3	R88	78	55,5	78	55,5
4	R56	68	36,3	102	51,0
Segundo estágio					
5	R88	78	55,5	78	55,5
10	R88	78	55,5	78	55,5
Terceiro estágio					
6	R56	74	39,6	-	-
9	R88	78	55,5	78	55,5
Quarto estágio					
7	R56	78	41,8	-	-
8	R56	76	40,7	90	45,0

Figura 17 – Nova configuração da planta de fermentação



Fonte: Autor, 2018.

Com a retirada das placas dos trocadores (modelo R56) acoplados às dornas 6 e 7 (Quadro 2, Figura 17), foi possível reduzir os custos de manutenção e ter uma economia de energia na planta de fermentação proposta. Isto foi possível, porque estes trocadores de calor (das dornas 6 e 7), assim como as bombas associadas a eles foram desativados totalmente. Além disso, após o redimensionamento, sobraram 70 placas do trocador modelo R56, que agora estão disponíveis como reserva técnica para utilização caso haja problemas de trincas, furos e vedação nas placas em operação na forma de manutenção corretiva.

Além da nova configuração da planta de fermentação promover uma redução nos custos de manutenção e uma economia de energia, a configuração proposta, promoveu, também um aumento na produtividade da fermentação como é apresentado pela comparação dos dados referentes à produção do início da safra 2017/2018 – 21 de junho de 2017 – e da safra atual – 18 de agosto de 2018 – até o dia 31 de outubro das respectivas safras.

O redimensionamento do sistema de resfriamento das dornas de fermentação proposto ampliou a capacidade de absorção de calor de 2.314 Mcal/h para 2.688 Mcal/h (ANEXO I), portanto, tornou-se possível receber uma quantidade maior de matéria-prima sem que a temperatura ultrapassasse os 35 °C, 25 – 35 °C, faixa ótima de temperatura para fermentação em estudo, como pode ser observado no Quadro 3.

Os cálculos do redimensionamento foram realizados estimando como sendo 35 °C a temperatura de entrada no trocador e 31 °C a temperatura saída considerando a vazão de entrada de matéria-prima no sistema 30% maior que na safra anterior. A elevação de temperatura em relação à safra anterior (2017/2018) foi baixa, menor que 6%, e se deve a elevação da vazão de alimentação, estando dentro do limite máximo aceitável de 35 °C e dentro das condições de projeto o que demonstra a eficácia das medidas adotadas.

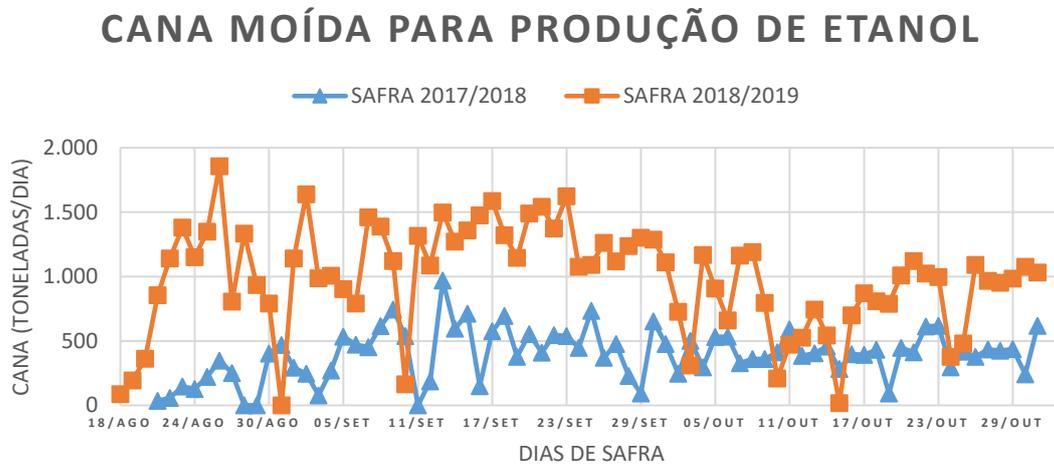
A Figura 18 indica a quantidade de cana destinada a produção de etanol, que no período estudado foi duas vezes e meia superior a safra anterior (2017/2018), demonstrando que há de fato um direcionamento para produção de álcool por razões comerciais como projetado pela CONAB (2018). Os dias em que os gráficos se aproximam de zero, são aqueles em que a planta parou para realizar manutenção.

Quadro 3 – Comparativo entre as temperaturas médias das dornas de fermentação na safra atual e safra anterior

Dorna	Temperatura da dorna (°C) Safra 2017/2018	Temperatura da dorna (°C) Safra 2018/2019	Elevação da temperatura (%)
Primeiro estágio			
1	31,68	32,12	1,39
2	31,95	33,53	4,95
3	31,86	32,12	0,82
4	31,83	33,40	4,93
Segundo estágio			
5	31,39	32,75	4,33
10	-	33,27	-
Terceiro estágio			
6	31,40	33,13	5,51
9	-	-	-
Quarto estágio			
7	31,21	32,43	3,91
8	31,16	-	-

Estes dados estão diretamente em consonância com o principal objetivo deste trabalho, que foi aumentar a produção de etanol através da ampliação da capacidade de processamento de matéria prima na planta de produção de etanol da Usina.

Figura 18 – Comparativo da quantidade de cana-de-açúcar moída para produção de etanol



Fonte: Autor, 2018

Um outro dado relevante, que mostra que a planta de fermentação recebeu uma quantidade maior de matéria prima, é a quantidade de vinho destilado produzida por dia (Figura 19). Observa-se, nesta figura, que a produção de vinho destilado por dia é maior durante quase todo o período da safra 2018/2019, quando comparado ao da safra 2017/2018. A produção do vinho destilado foi 36,55% maior na safra atual (2018/2019), o que indica um aumento real na capacidade de produção da planta de fermentação com a configuração proposta neste trabalho.

Para este cálculo foi considerado que toda levedura adicionada na fermentação é removida durante a centrifugação, o que é apenas uma aproximação, tendo em vista que há perda de fermento na etapa de centrifugação do mosto, podendo aproximar o volume de vinho ao volume de mosto.

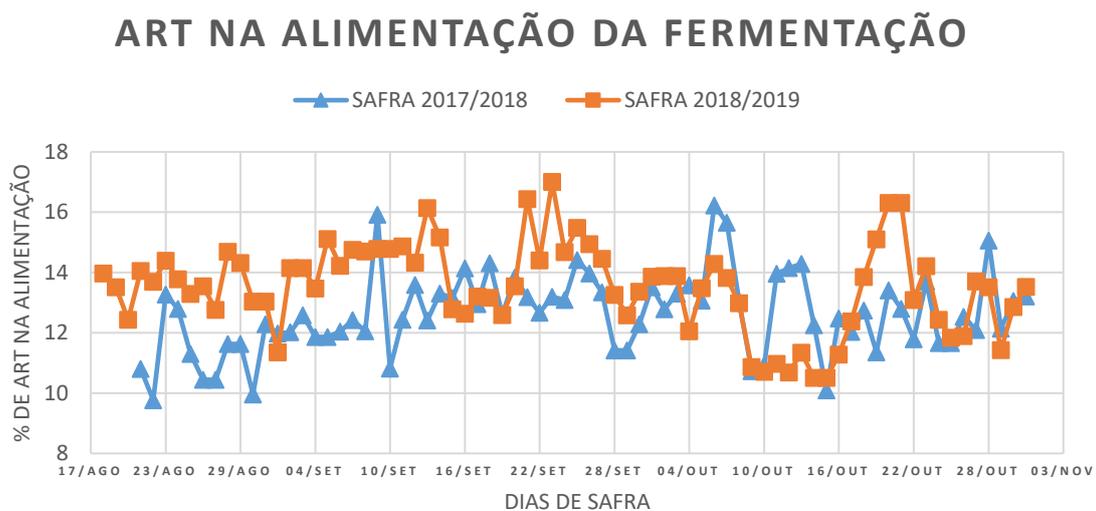
Figura 19 – Comparativo da quantidade de vinho destilado



Fonte: Autor, 2018

Outro ponto a ser ressaltado é que, além de uma quantidade de mosto maior, a quantidade de açúcares redutores totais presentes na vazão de alimentação cresceu de 12,62% para 13,53%, contribuindo para a geração de calor nas dornas de fermentação (Figura 20).

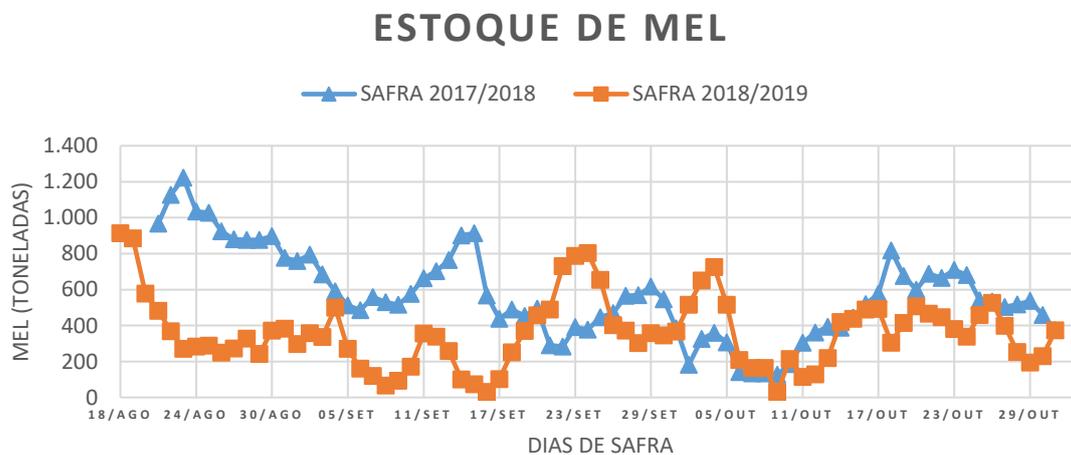
Figura 20 – Comparativo do percentual de ART presente na alimentação



Fonte: Autor, 2018

Para a elevação do ART, foi necessário elevar o consumo de melaço, pois o mesmo apresenta ART médio de 53,72% em sua composição contra 10,63% do caldo. O fato é evidenciado pelo estoque de mel (Figura 21), que caiu de 571 toneladas em média na safra anterior para 360 toneladas nesta safra. Trabalhar com estoques mais baixos de melaço favorece também a eficiência industrial, pois a estocagem deste produto a temperaturas altas e por um período prolongado pode acarretar na degradação dos açúcares presentes no mel (REIN, 2008).

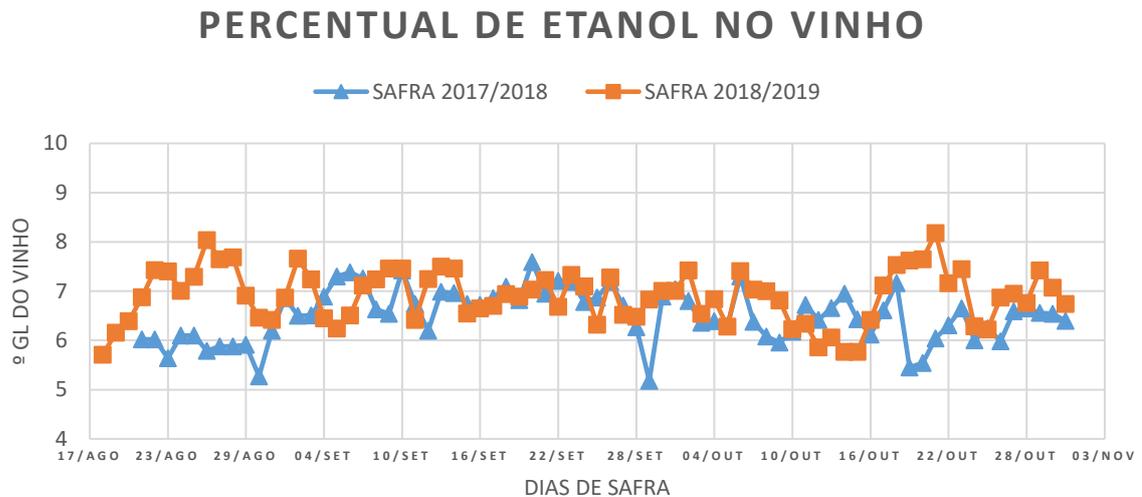
Figura 21 – Comparativo do estoque de mel disponível



Fonte: Autor, 2018

Operar com o ART mais alto na fermentação viabiliza a elevação do percentual de etanol no vinho a ser destilado, o que eleva a produtividade do sistema de destilação e diminui o consumo de vapor da planta. O °GL da safra atual é 6% superior ao da safra anterior, como pode ser observado na Figura 22.

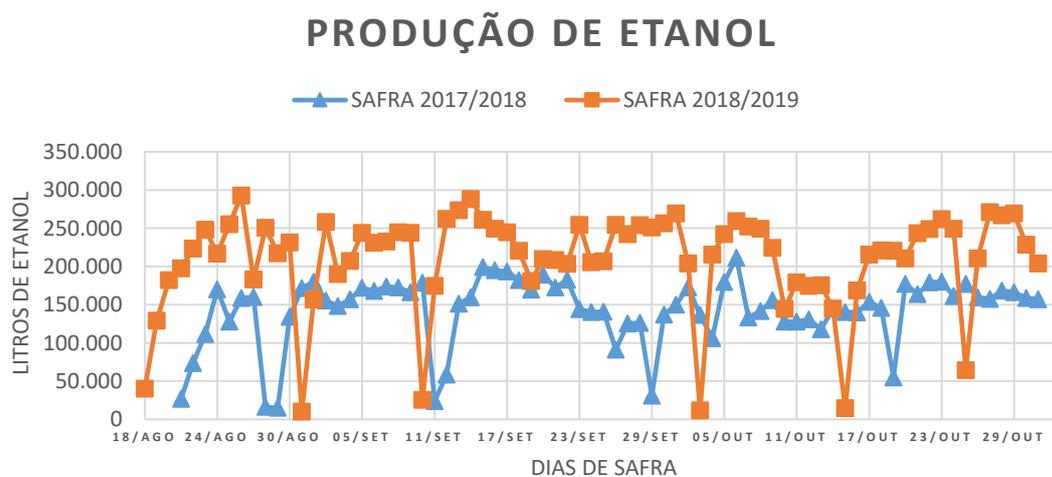
Figura 22 – Comparativo do °GL do vinho produzido



Fonte: Autor, 2018

As modificações realizadas na planta de fermentação possibilitaram aumentar, significativamente, a produção de etanol da safra atual quando comparado com a safra passada (Figura 23). Na safra atual, foram produzidos 15.729.985 L de etanol em 75 dias de safra contra 10.327.255 L em 72 dias. A média diária na safra atual foi de 209.733,13 L de etanol contra 143.434,097 L da safra passada, representado um incremento diário médio de aproximadamente 46%.

Figura 23 – Comparativo da produção de etanol



Fonte: Autor, 2018

Finalmente, todo este estudo mostrou que, com as modificações propostas, o sistema de fermentação tornou-se apto a receber mais matéria prima, mantendo a temperatura ótima de trabalho para a levedura, aumentou, consideravelmente, a capacidade de produção de etanol, o que representa um grande benefício econômico para a usina onde foi implementado.

6 CONCLUSÃO

Com a previsão de uma safra mais voltada a produção de etanol, foi necessário estudar a planta de produção de etanol e identificar os pontos subdimensionados e propor a resolução do problema, com o mínimo de investimento financeiro.

Para o aumento da produção de etanol, verificou-se a necessidade de aumentar a quantidade de matéria-prima destinada a este fim. Entretanto, tal ação geraria um problema de superaquecimento da fermentação, o que motivou o redimensionamento do sistema de refrigeração das dornas.

Foi observado que, a área de transferência de calor nos estágios iniciais eram insuficientes para atender a condição desejada, portanto, as placas dos trocadores de calor foram redistribuídas, a fim de atender a necessidade do setor.

A ampliação do segundo estágio por conjugação de duas dornas, além aumentar a capacidade de absorção de calor, proporcionou um tempo de retenção maior, favorecendo a conversão dos açúcares em etanol neste estágio.

Outro ponto relevante é a redução do custo de manutenção e operação do sistema, devido à retirada de operação de duas bombas e dois motores e o estabelecimento de uma reserva técnica de placas do modelo R56.

Por fim, o objetivo principal foi atingido. A produção de etanol no mesmo período foi 52% maior que na safra anterior, tendo como um dos principais responsáveis para este incremento as modificações propostas neste trabalho.

ANEXO I

Memória de cálculo do redimensionamento do primeiro estágio da fermentação.

Da Equação 39 tem-se que:

$$Q = uA\Delta T$$

Sabendo que a área de transferência de calor disponível na planta antiga era de 182,1 m², que a variação de temperatura em 4 °C e o coeficiente global de resistência a transferência de calor 3.176,82 kcal.h⁻¹.m⁻².°C⁻¹ temos que:

$$Q = 3.176,82 \times 182,1 \times 4 = 2.313.995,688 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \cong 2.314 \frac{\text{Mcal}}{\text{h}}$$

Com a nova área de 211,5 m² no primeiro estágio, mantendo a mesma variação de temperatura e coeficiente global de resistência a transferência de calor tem-se que:

$$Q = 3.176,82 \times 211,5 \times 4 = 2.687.589,72 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \cong 2.688 \frac{\text{Mcal}}{\text{h}}$$

REFERÊNCIAS

- ANCÍN-AZPILICUETA, C.; BARRIUSO-ESTEBAN, B.; NIETO-ROJO, R.; ARISTIZÁBAL-LÓPEZ, N. SO₂ protects the amino nitrogen metabolism of *Saccharomyces cerevisiae* under thermal stress. **Microbial Biotechnology**, v.5 n.5, p.654-662, 2012.
- BAI, F. W.; ANDERSON, W. A.; MOO-YOUNG, M. Ethanol fermentation technologies from sugar and starch feedstocks. **Biotechnology Advances**, v. 26, p. 89-105, 2007.
- BREXÓ, R. P.; SANT'NA, A. Impact and significance of microbial contamination during fermentation for bioethanol production. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 73, p. 423-434, 2017.
- CALDAS, C. Manual de Análises Seleccionadas Para Indústrias Sucroalcooleiras.1.ed. Maceió: STAB, 1998. 424 p.
- CANEDO, E. L. Fenômenos de Transporte. 1.ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010. 536 p.
- COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Acompanhamento da Safra Brasileira de Cana-de-açúcar – Safra 2018/2019 – Segundo levantamento. 2018. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana>> . Acesso em: 7 de novembro de 2018.
- CUNHA, A., MISSAWA, L. G.; REIS, S. F.; PEREIRA, G. Control by sugar of *Saccharomyces cerevisiae* flocculation for industrial ethanol production. **FEMS YEAST RESEARCH**, v. 6, p. 208-287, 2006.
- DING, J.; HUANG, X.; ZHANG, L.; ZHAO, N.; YANG, D.; ZHANG, K. Tolerance and stress response to ethanol in the yeast *Saccharomyces cerevisiae*. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 85, 253-263, 2009.
- DRYDEN AQUA. Scotland. Plate Heat Exchanger Operating & Instruction Manual. Disponível em: <http://www.drydenaqua.com/heating_cooling/>. Acesso em: 25 de outubro de 2018.
- GUT, J. A. W. Configurações ótimas para trocadores de calor a placas. 2003. p.244. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2003.
- HEWITT, G. F.; SHIRES, G. L.; BOTT, T. R. Process Heat Transfer. Boca Raton: CRC Press, 1994.
- INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. Fundamentos de transferência de calor e de massa. 6.ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008. 643 p.

KAKAÇ, S.; LIU, H. Heat Exchangers: Selection, Rating and Thermal Design. 2.ed. Boca Raton: CRC Press, 2002.

LEÃO, R. M.; AMORIM, H. V. Fermentação Alcoólica: ciência e tecnologia. 1.ed. Piracicaba: Fermentec, 2005. 448 p.

LIMA, O. G. Pulque, balchê e pajauaru. Na etnobiologia das bebidas e dos alimentos fermentados. 1.ed. Recife: Ed. Universidade Federal de Pernambuco, 1975. 405 p.

LIPPMANN, E. O. A história do açúcar. v.1 Rio de Janeiro: IAA, 1941.

MANOEL, A. A. S.; MORAES, M. B. da C.; SANTOS, D. F. L.; NEVES, M. F. Determinants of corporate cash holdings in times of crisis: insights from Brazilian sugarcane industry private firms. **International Food and Agrobusiness Management Review**, v.21. n.2. p. 1-18, 2017.

REIN, P. Engenharia do açúcar de cana. 1.ed. Berlim: Bartens, 2013. 878 p.

SILVA, R. O. S.; BATISTOTE, M.; COREDA, M. P. Alcoholic Fermentation by the Wild Yeasts under Thermal, Osmotic and Ethanol Stress. **Brazilian archives biology and technology**, v. 56, n. 2, p. 151-159, 2013.

SOUZA, P. J.; PRADO C. D.; ELEUTHERIO, E. C.; BONATTO, D.; MALAVAZI, I.; CUNHA, A. F. Improvement of Brazilian bioethanol production – challenges and perspectives on the identification and genetic modification of new strains of *Saccharomyces cerevisiae* yeasts isolated during ethanol process. **Fungal Biology**, v. 122, n. 6, p. 583-591, 2018.

TECHAPARIN, A.; THANONKEO, P.; KLANRIT, P. High-temperature ethanol production using thermotolerant yeast newly isolated from Greater Mekong Subregion. **Brazilian journal of Microbiology**, v. 48, n. 3, p. 461-475, 2017.

WANG, P.; ZHENG, D.; CHI, X.; LI, O.; QIAN, C.; LIU, T.; ZHANG, X.; DU, F.; SUN, P.; QU, A.; WU, X. Relationship of trehalose accumulation with ethanol fermentation in industrial *Saccharomyces cerevisiae* yeast strains. **Bioresource Technology**, v. 152, p. 371-376, 2014.

ZABED, H.; FARUQ, G.; SAHU, J. N.; AZIRUN, M. S.; HASHIM, R.; BOYCE, A. N. Bioethanol Production from Fermentable Sugar Juice. **The Scientific World Journal**, 2014.