



VANESSA SOUSA PEREIRA

**ANÁLISE DE UM SISTEMA DE BOMBEAMENTO PARA
LIMPEZA E DESINFECÇÃO *CLEAN IN PLACE* EM UMA
INDÚSTRIA DE CERVEJA**

VANESSA SOUSA PEREIRA

**ANÁLISE DE UM SISTEMA DE BOMBEAMENTO PARA
LIMPEZA E DESINFECÇÃO *CLEAN IN PLACE* EM UMA
INDÚSTRIA DE CERVEJA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Colegiado de Curso da Engenharia Química do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, como parte dos requisitos para obtenção do diploma de Graduação em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Wendell Ferreira De La Salles

São Luís
2021

Pereira, Vanessa Sousa.

Análise de um sistema de bombeamento para limpeza e desinfecção clean in place em uma indústria de cerveja / Vanessa Sousa Pereira. - 2021.

82 f.

Orientador(a): Wendell Ferreira De La Salles.

Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2021.

1. Bombeamento. 2. Clean in place. 3. Perda de carga. I. Salles, Wendell Ferreira De La. II. Título.

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dr. WENDELL FERREIRA DE LA SALLES
Orientador – DETEQ/CCET/UFMA

Prof. Dr. JAIVER EFREN JAIMES FIGUEROA
DEEQ/CCET/UFMA

Prof. Dr. HARVEY ALEXANDER VILLA VÉLEZ
DEEQ/CCET/UFMA

29 de julho de 2021

DADOS CURRICULARES

Vanessa Sousa Pereira

NASCIMENTO 06/04/1994 – SÃO LUÍS / MA

FILIAÇÃO Walber Francisco Pereira
Maria Sebastiana Sousa Pereira

2016/2021 Curso de Graduação
Engenharia Química - Universidade Federal do Maranhão

Dedico este trabalho aos meus pais, que não mediram esforços para que eu tenha uma boa educação e que sempre me apoiaram em todas as minhas escolhas.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar eu agradeço a Deus, pelo dom da vida e por ser minha fortaleza em todos os momentos da minha trajetória.

Aos meus pais Walber Francisco Pereira e Maria Sebastiana Sousa Pereira, pelo amor incondicional, que sempre acreditaram em mim e sempre fizeram de tudo para que eu pudesse ter uma boa educação. Também aos meus irmãos Andressa Sousa Pereira e David Sousa Pereira por todo amor e apoio.

A Emílio Émerson Xavier Guimarães Filho, pela parceria, incentivo nos momentos difíceis e por seu amor em toda essa caminhada.

Ao meu orientador, Prof. Wendell Ferreira De La Salles, que topou tocar esse trabalho comigo e sempre me incentivou e demonstrou bastante disponibilidade em toda a sua orientação.

Aos meus amigos Rhavena Laquedem, Eudemio Júnior e Alexia Satie que sempre estiveram dispostos a me ouvir e a compartilhar momentos especiais comigo durante boa parte da minha vida. Também aos meus amigos de curso que levo para a vida Jéssica Pereira, Ivailson Lobo, Vinícius Melo e Luís Felipe Muniz com lembranças de nossos incansáveis encontros que nos rendia muitas risadas. Também não poderia deixar de citar aqueles que estiveram ao meu lado em vários momentos dessa caminhada: Julles Mitoura, Nathalia Lima, Ronaldo Maison e Vinícius Bandeira.

Ao Prof. Harvey A. Villa Vélez que foi meu primeiro orientador de iniciação científica, e me proporcionou muitos aprendizados com sua dedicação aos nossos trabalhos juntos.

Aos professores Profa. Dra. Lâmia Z. Linan, Prof. Dr. Jaiver É. J. Figueroa e Prof. Wendell Ferreira De La Salles que me trouxeram inspiração no curso com sua maneira e entusiasmo de ensinar.

“Quando trabalhaste, e conseguiste, e passaste aquela porta que te leva à tua oportunidade, não a fechas. Voltas para trás e dás a outras pessoas as mesmas oportunidades que te ajudaram a chegar ao teu sucesso.”

Michelle Obama

PEREIRA, Vanessa Sousa. **Análise De Um Sistema De Bombeamento Para Limpeza E Desinfecção Clean In Place Em Uma Indústria De Cerveja**. 2021. 82. Trabalho de Conclusão de Curso de Engenharia Química do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2021.

RESUMO

Um dos processos essenciais da indústria de cerveja para garantir a conformidade da fábrica no que se refere à segurança alimentar junto à legislação brasileira é a limpeza interna de equipamentos denominada “*Clean in place*” (CIP), que consiste em utilizar um sistema composto por tanques de solução química, bombas, aspersores e instrumentos de controle para que a limpeza ocorra de forma eficiente e internamente dentro de tanques de cerveja, tubulações entre outros equipamentos que possam estar em contato com o produto. Esse processo de limpeza precisa estar controlado dentro da relação do Ciclo de Sinner, ou seja, na correta faixa de concentração dos químicos, no tempo de contato, na turbulência com a vazão da bomba e na faixa de temperatura da solução utilizada. Ao realizar um estudo no sistema de bombeamento para o CIP de um tanque de fermentação em uma cervejaria local, concluiu-se que o sistema requer no mínimo um *head* de 16,46 m e vazão de 24,11 m³/h. O sistema analisado utiliza uma bomba LKH 20 da Alfa laval encontrando o valor de um *head* de 24 m e vazão de trabalho de aproximadamente 43 m³/h, valores acima do exigido pelo sistema, notando-se então que a bomba está superdimensionada. Uma avaliação qualitativa de material orgânico da água de enxágue final, indicaram resultados com ausência de contaminação microbiológica, mostrando que as condições de bombeamento superdimensionadas não estavam interferindo na eficiência de limpeza, embora essa condição possa causar elevado consumo de água e de energia para o motor a longo prazo. Avaliou-se a troca da bomba da mesma linha e de menor vazão. A troca da bomba LKH 20 por uma do modelo LKH 10 foi sugerida, podendo ser mais econômica para a empresa, pois a bomba LKH 10 apresenta menor valor financeiro no mercado (economia de aproximadamente 10 mil reais) e atende as especificações ideais para o sistema de bombeamento com uma vazão de trabalho de aproximadamente 32,5 m³/h e um *head* de aproximadamente 17,5 m.

Palavras-chave: *Clean in place*, bombeamento, perda de carga

PEREIRA, V. S. **Analysis of a Clean In Place Pumping System for Cleaning and Disinfection in Beverage Company**. 2021. 82 p. Graduate Work (Graduate in Chemical Engineering) – Curso de Engenharia do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2021.

ABSTRACT

One of the essential processes of the brewing industry to ensure the factory's compliance with food safety with Brazilian legislation is the internal cleaning of equipment called "Clean in place" (CIP), which consists of using a system composed of tanks chemical solution, pumps, sprinklers and control instruments so that cleaning takes place efficiently and internally inside beer tanks, pipes and other equipment that may be in contact with the product. This cleaning process needs to be controlled within the Sinner Cycle, that is, in the correct chemical concentration range, in contact time, in turbulence with the pump flow and in the temperature range of the solution used. When carrying out a study of the pumping system for the CIP process applied to a fermentation tank in a local brewery company, it was concluded that the system requires at least a 16.46 m head and a flow rate of 24.11 m³/h. The analyzed system uses an Alfa laval LKH 20 pump, finding the value of a head of 24 m and a working flow of approximately 43 m³/h, values above required by the system, noting that the pump is oversized. A qualitative assessment of organic material in the final rinse water indicated results with no microbiological contamination, showing that the oversized pumping conditions were not interfering with cleaning efficiency, although this condition can cause high water and energy consumption for the engine in long-term. The exchange of the pump in the same line and with a lower flow was evaluated. The replacement of LKH 20 pump for an LKH 10 model was suggested, which could be more economical for the company, as the LKH 10 pump has a lower financial market value (savings of approximately 10 thousand reais) and meets the ideal specifications for the pumping system with a working flow of approximately 32.5 m³/h and a head of approximately 17.5 m.

Keywords: Clean in place, pumping, pressure drop

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Processo de produção de cerveja.....	17
Figura 2 – Ciclo de Sinner.....	19
Figura 3 – Sistema CIP de uso único.....	22
Figura 4 – Sistema CIP de recuperação parcial.....	23
Figura 5 – Sistema CIP de recuperação total.....	24
Figura 6 – Diferentes tipos de aspersores	25
Figura 7 – Formação da camada laminar nas paredes do tanque	26
Figura 8 – Eficiência da ação mecânica do <i>spray ball</i> em um tanque.....	27
Figura 9 – Representação de operação de limpeza de três tipos de aspersores	28
Figura 10 – escoamento laminar	29
Figura 11 – escoamento turbulento.....	30
Figura 12 – Diagrama de Moody.....	33
Figura 13 – Diagrama energético global das bombas centrífugas.....	35
Figura 14 – Bomba centrífuga radial.....	37
Figura 15 – Curvas características de bombas centrífugas.....	37
Figura 16 – Sistema de bombeamento com sucção e descarga	38
Figura 17 – Curva do sistema.....	39
Figura 18 – Ponto de trabalho.....	39
Figura 19 – Alteração do ponto de operação na curva característica de uma bomba centrífuga sob efeito da cavitação.....	41
Figura 20 – Curva do NPSH disponível e requerido x vazão e o ponto de vazão máxima para o efeito da cavitação ($Q_{m\acute{a}x}$)	42
Figura 21 – Passo a passo do mapeamento do sistema de bombeamento da estação de CIP. 43	
Figura 22 – Curva característica da bomba LKH 20 da marca Alfa laval.....	45
Figura 23 – Luminômetro e <i>Swab</i> pronto para uso para análise de ATP na água.....	45
Figura 24 – Esquema simplificado do circuito fechado da Estação de CIP	50
Figura 25 – Esquema do sistema de bombeio da Estação de CIP.....	51
Figura 26 – Curva do sistema.....	57
Figura 27 – Ponto de operação de trabalho	58
Figura 28 – Curvas de NPSH disponível e requerido versus vazão	59
Figura 29 – Curva característica da bomba LKH 5 da marca Alfa laval.....	61
Figura 30 – Curva característica da bomba LKH 10 da marca Alfa laval.....	61

Figura 31 – Ponto de operação da bomba LKH 10 para o sistema em estudo	62
Figura 32 – $NPSH_d$ versus $NPSH_r$ para a bomba LKH 10 da Alfa laval	63
Figura 33 – Especificações para aspensor rotativo “ <i>toftjorg</i> ”	64
Figura 34 – Vazão de trabalho recomendada pelo fabricante	65
Figura 35 – Tempo aproximado para os ciclos com o aspensor rotativo	65

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Condições para fatores de sujidade.....	26
Tabela 2 – Etapas do processo CIP	52
Tabela 3 – Acessórios da linha de sucção	53
Tabela 4 – Acessórios da linha de descarga	54
Tabela 5 – Dados para sucção e descarga.....	55
Tabela 6 – Parâmetros para altura manométrica de sucção e descarga	56
Tabela 7 – Valores de altura manométrica total (<i>Head</i>) para cada vazão fixada	56
Tabela 8 – Valores de NPSH disponível para vazões fixadas	59
Tabela 9 – Valores para NPSH requerido (curva do fabricante).....	59
Tabela 10 – Resultados de RLU (Unidades Relativas de Luz) para água de enxágue final ...	60
Tabela 11 – Média de valores para modelos de bombas centrífugas	63

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ATP	Adenosina Trifosfato
BPF	Boas Práticas de Fabricação
CIP	Clean in Place
COP	Cleaning out of place
ETEI	Estação de Tratamento de Efluentes Industriais
MAPA	Ministério de Agricultura, Pecuária e Abastecimento
NPSH	Net Positive Suction Head
RLU	Relative Light Unit

SUMÁRIO

	FOLHA DE APROVAÇÃO.....	ii
	DADOS CURRICULARES.....	iii
	DEDICATÓRIA.....	iv
	AGRADECIMENTOS.....	v
	EPÍGRAFE.....	vi
	RESUMO.....	vii
	ABSTRACT.....	viii
	LISTA DE FIGURAS.....	ix
	LISTA DE TABELAS.....	xi
	LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	xii
	SUMÁRIO.....	xiii
1	INTRODUÇÃO.....	12
2	OBJETIVOS.....	15
2.1	Objetivos gerais.....	15
2.2	Objetivos específicos.....	15
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	16
3.1	Processo de produção de cerveja.....	16
3.2	Boas Práticas de Fabricação.....	18
3.3	Fundamentos da Higienização.....	19
3.4	Sistema CIP (Clean in Place).....	22
3.5	Aspersores.....	24
3.6	Consumo de água.....	27
3.7	Escoamento interno de fluidos.....	29
3.7.1	Escoamento laminar.....	29
3.7.2	Escoamento turbulento.....	30
3.7.3	Número de reynolds.....	30
3.7.4	Balanço de energia.....	31
3.8	Bombas.....	34
3.8.1	Bombas para sistema CIP.....	35
3.7.2	Bombas centrífugas.....	36
3.9	Determinação da curva do sistema e do ponto de trabalho.....	37

3.10	Cavitação.....	40
4	MATERIAL E MÉTODOS.....	43
4.1	Mapeamento de processos.....	43
4.2	Aspersor.....	44
4.3	Bomba.....	44
4.4	Avaliação qualitativa de material orgânico.....	46
4.5	Cálculos para a curva do sistema.....	46
4.5.1	Cálculo da vazão requerida (aspersor).....	46
4.5.2	Verificação da velocidade e número de Reynolds.....	46
4.5.3	Cálculo da altura manométrica de sucção.....	46
4.5.4	Cálculo da altura manométrica de descarga.....	47
4.5.5	Cálculo da altura manométrica total.....	48
4.6	Determinação da curva do sistema.....	48
4.7	Cálculo do NPSH disponível.....	48
4.8	Cálculo do NPSH requerido.....	49
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	50
5.1	Mapeamento de processos.....	50
5.2	Considerações para cálculos.....	52
5.3	Cálculo da vazão requerida.....	53
5.4	Cálculo da altura manométrica total.....	55
5.5	Determinação da curva do sistema.....	56
5.6	Ponto de operação.....	57
5.7	Cálculo do NPSH disponível.....	58
5.8	Avaliação qualitativa de material orgânico.....	60
5.9	Proposta de melhoria.....	60
5.9.1	Bomba.....	60
5.9.2	Aspersor.....	64
6	CONCLUSÃO.....	66
	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	68
	REFERÊNCIAS.....	69
	APÊNDICE A.....	74
	APÊNDICE B.....	75
	APÊNDICE C.....	76

ANEXO 1.....	80
ANEXO 2.....	81

1 INTRODUÇÃO

A cerveja é uma das bebidas mais populares do mundo, tendo grande importância no mercado. De acordo com a Revista Beer Art (2021), o mercado cervejeiro vem crescendo no Brasil aumentando o número de registros de cervejarias pelo Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), cenário que se manteve mesmo com as dificuldades da pandemia em 2020. A revista ainda informa que, pela primeira vez, de acordo com o MAPA, o país registrou ao menos uma cervejaria em todos os estados do Brasil com aumento de 14,4% de registros em relação ao ano anterior.

Uma pesquisa realizada pelo Sebrae e pela Associação Brasileira de Cerveja Artesanal (Abracerva), entre abril e maio de 2019, o mercado cervejeiro tem ocupado mais espaço, sendo cenário propício para pequenos empreendedores (SEBRAE, 2020)

A produção de cerveja no Brasil é um dos setores mais presentes e importantes para a economia e agronegócio. A Associação Brasileira da Indústria da Cerveja (2018) afirma que esse setor emprega mais de 2,7 milhões de pessoas sendo um dos maiores empregadores no país. Além disso, o mercado de cerveja no país é responsável por 1,6% do PIB e 14% da indústria de transformação nacional.

Partindo desse princípio, nota-se o quanto a indústria de bebidas tem movimentado a economia do país. E, em uma indústria de alimentos, é crucial que todas as etapas do processo sejam validadas pelo controle de qualidade, garantindo também todas as conformidades com a segurança alimentar. O Ministério da Saúde assegura, na Resolução - RDC nº 47, de 25 de outubro de 2013, que a Garantia da Qualidade e as Boas Práticas de Fabricação (BPF) sejam aplicados na fabricação de produtos alimentícios sendo de responsabilidade de todos os funcionários da empresa. De acordo com o item 5.1 da Resolução, todas as atividades de sanitização e higiene devem estar contempladas em instalações, equipamentos e materiais utilizados na produção e produtos de limpeza e desinfecção, ou seja, pontos de potencial fonte de contaminação para o produto.

Durante a fabricação de cerveja, segundo Carrera (2015), muitos tipos de sujidade podem ser acumulados dentro de tubulações e tanques, devido as diferentes etapas produtivas: Brassagem, Fermentação, Maturação, Filtração e Envase. No entanto, para cada tipo de depósito tem-se um determinado padrão de limpeza. Para sujidades orgânicas, são utilizados detergentes alcalinos, pois este reage com o hidróxido incrementando o pH da água e rompendo proteínas, hidrolisando os aminoácidos e deixando a sujidade mais solúvel para ser removida

com a água. Para sujidades inorgânicas, são utilizados detergentes ácidos que solubilizam compostos de cálcio que não se dissolvem em alcalinos (CARRERA, 2015)

Além disso, a Food Safety Brazil (2020) afirma que o acúmulo de sujidade orgânica pode ocasionar a formação de biofilmes, que são depósitos microbiológicos. Uma vez que bactérias encontrem abrigo em um acúmulo de sujidade em uma superfície que seja fonte de nutriente, estas vão formando um complexo, protegendo-as por uma camada ou crosta, fazendo com que sua adesão à superfície se torne mais difícil de ser removido devido a sua alta resistência a sanitizantes. Isso pode causar uma série de problemas como corrosão dos equipamentos e dispersão de bactérias na região. Geralmente o aparecimento de biofilmes é ocasionado por limpezas mal feitas e superfícies com pontos mortos em locais que favoreçam seu crescimento (FOOD SAFETY BRAZIL, 2020).

Diante disso, a indústria cervejeira, segue uma série de padronizações de limpezas e assepsias para manter a integridade do produto e a assegurar a qualidade e segurança alimentar, ligada diretamente com a saúde e bem estar do consumidor. O impacto de uma contaminação em alguma etapa do processo de uma cervejaria pode também afetar o sensorial da cerveja para o consumidor final, causando o surgimento de *flavors* (sabores) e também características indesejadas à cerveja, como aroma e turvação, que pode afetar a marca da empresa e sua participação no mercado. (CENTRAL BREW, 2021)

Para um processo de limpeza industrial, devem ser realizados dois tipos de limpeza: COP (Cleaning Out Of Place) e CIP (Cleaning In Place). No processo COP acontecem as limpezas externas, que são realizadas nas áreas industriais e nos equipamentos, enquanto no CIP tem lugar as limpezas internas de tubulações e tanques de modo eficiente, para remoção de sujidades e para evitar gastos econômicos e energéticos desnecessários, seguindo, para isto, uma série de padronização de parâmetros. De forma geral, o sistema CIP como um todo, é composto basicamente por tanques de solução detergente (básico e ácido), tanques de água recuperada, instrumentos de controle, bombas e sistema de aquecimento em um sistema de recirculação.

A garantia da eficiência da limpeza CIP no menor custo e tempo é feita através de monitoramento dos parâmetros, em sinergia, durante o processo de circulação dos químicos no ponto a ser higienizado. O círculo de Sinner aponta um total de quatro parâmetros, que, se mantidos dentro de uma faixa específica, torna eficaz a remoção de sujidades dentro de equipamentos e tubulações. São estes: turbulência (ação mecânica), tempo de contato (transferência de massa), concentração (ação química) e temperatura (cinética química).

Tais parâmetros podem ser monitorados através de instrumentos de controle, como manômetros, medidores de vazão, medidores de temperatura e condutivímetros, devendo ser realizada a devida gestão de calibração destes e acompanhamento real-time durante o CIP. Na ausência de condutivímetros, as concentrações dos químicos podem ser monitoradas em laboratórios.

A garantia de um CIP bem feito evita que ocorra contaminação microbiológica no processo, e um dos pontos de alto impacto de contaminação está na fase de fermentação. A contaminação na cerveja durante essa etapa pode afetar diretamente a saúde do fermento, pois este é recolhido e dosado constantemente, e, uma vez que o fermento for contaminado por tanques contaminados, pode-se gerar um ciclo de contaminações em todo o processo, impactando diretamente no índice de contaminação microbiológica da cerveja nessa etapa, e afetar suas características organolépticas.

Porém, somente o acompanhamento dos parâmetros do ciclo de Sinner de um CIP não garantem que ele esteja operando nas condições ideais em relação à eficiência da bomba e ao consumo energético. Na escolha de uma bomba que não atenda às especificações do sistema, ou que ultrapasse o esperado, além de não proporcionar uma limpeza eficiente pela alta vazão que acaba por não alcançar todos os pontos da parede interna do tanque, também podem elevar os custos de energia para a fábrica.

Fillippo (2018) afirma que o uso de energia elétrica difere da energia utilizada para a produção e mostra que, em um estudo realizado nos Estados Unidos em 2010 (porém com similaridades do perfil do uso de energia do Brasil) o principal consumo de energia elétrica é em motores, principalmente na área de alimentos e bebidas. E, ainda no segmento industrial, esse consumo é destacada para o uso de motores para acionamento fluidodinâmico de bombas.

Diante disso, o objetivo deste trabalho é realizar o mapeamento e análise do sistema de bombeamento de um sistema CIP em uma indústria de cerveja na etapa da fermentação, bem como avaliação e validação dos parâmetros adequados para uma boa limpeza como a vazão e a pressão requeridas; a perda de carga total do sistema em relação à vazão requerida para o aspersor do tanque de fermentação e se a bomba de avanço utilizada atende as necessidades do sistema como um todo, propondo oportunidades de melhoria.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar um sistema de bombeamento em uma planta CIP (*Clean in place*) de uma cervejaria em um processo de higienização de um tanque de fermentação, através do cálculo da perda de carga do sistema, aferindo as especificações necessárias para que a bomba de avanço atenda a pressão e vazão adequada para limpeza.

2.1 Objetivos específicos

- Realizar mapeamento dos equipamentos, acessórios e tubulações do processo CIP em estudo;
- Definir, a partir do mapeamento, a vazão requerida para a eficiente limpeza do tanque de fermentação e das tubulações;
- Definir a curva do sistema a partir do cálculo dos valores de perda de carga e encontrar o ponto ótimo de operação;
- Avaliar se a bomba de avanço utilizada atende aos requisitos do sistema;
- Propor melhorias ao processo a partir dos dados coletados.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processo de produção da cerveja

Conforme Instrução Normativa Nº 65, De 10 De Dezembro De 2019 do MAPA, no Diário Oficial da União, a cerveja é uma bebida resultante da fermentação da levedura cervejeira, do mosto de cevada malteada ou de extrato de malte, submetido a um processo de cozimento adicionado de lúpulo ou extrato de lúpulo, hipótese em que uma parte da cevada malteada ou do extrato de malte que pode ser substituída parcialmente por adjunto cervejeiro.

A produção da cerveja inicia-se na obtenção do mosto do malte após o processo de malteação (transformação do grão de cevada em malte) e da fermentação alcoólica do mosto por uma levedura. A fabricação de cerveja passa por sucessivas etapas de processo desde a moagem da matéria prima até o envase do produto final. Após o malte ser transformado a partir do processamento da cevada, ele passa por uma série de etapas de beneficiamento e moagem (podendo ser seca ou úmida) de forma a ser levado para uma próxima etapa, que é o fabrico do mosto (BARBOSA, 2010).

O mosto é feito na etapa de brassagem que consiste no malte moído ser enviado para uma tina de mostura na qual é adicionada a água quente e adjuntos para que ocorra a hidrólise das proteínas e amido, bem como a produção de açúcares fermentescíveis e não fermentescíveis (mosturação) a partir de enzimas (proteases e amilases) desenvolvidas da malteação. Nessa etapa há o acompanhamento das curvas de aquecimento da mistura. Em seguida, o mosto é clarificado através de uma tina de filtração ou filtro prensa e nessa etapa é retirado o mosto do bagaço (CARVALHO; ZAMBIAZI, 2011; CARRERA, 2015).

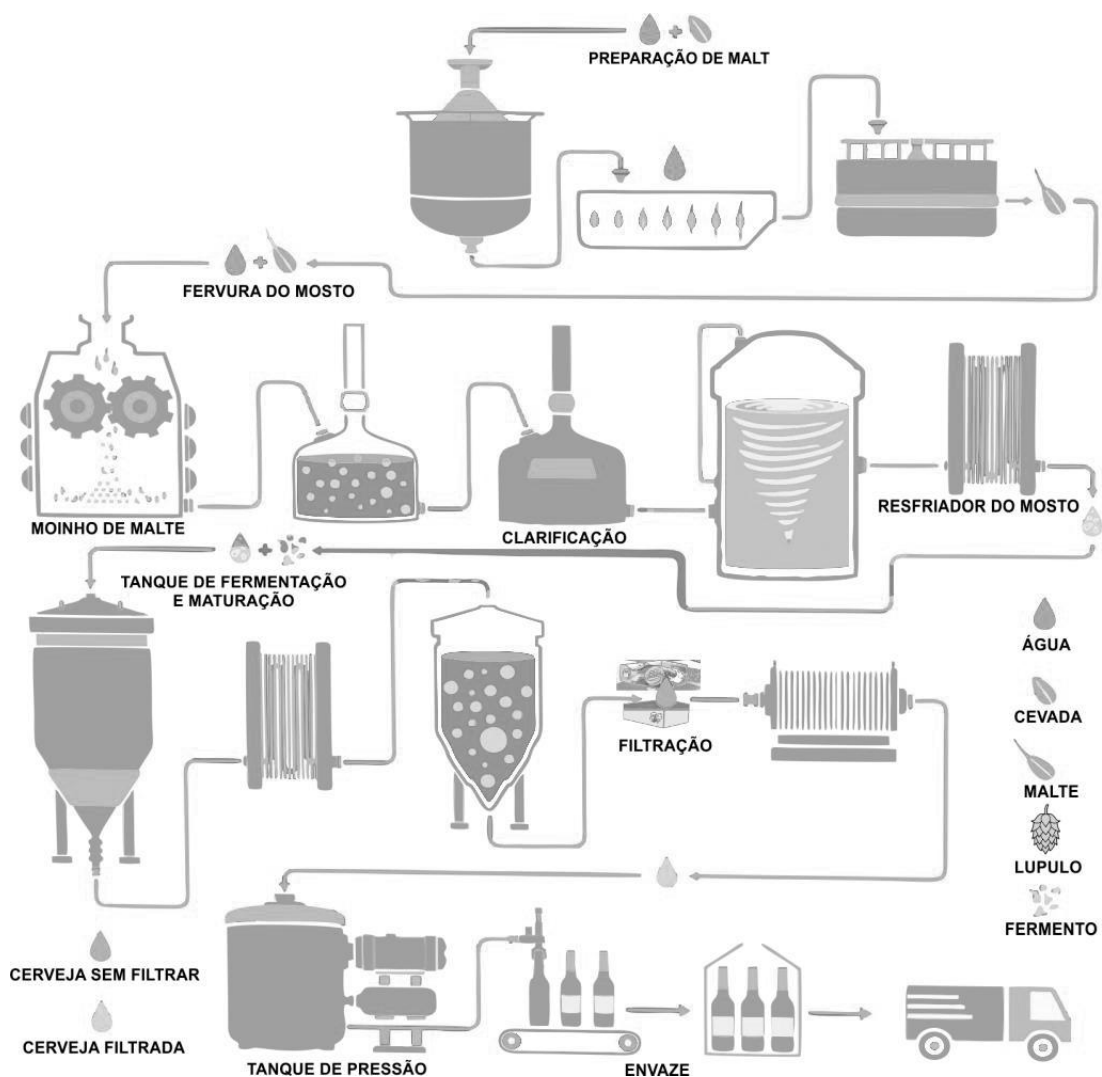
Após a clarificação, o mosto está livre de impurezas do bagaço do malte e pronto para a etapa de fervura, que consiste em aquecê-lo até determinada temperatura de modo a eliminar qualquer presença de microorganismos, compostos e aromas indesejáveis. É nessa etapa que o lúpulo é adicionado para dar aroma, amargor à cerveja e estabilidade à espuma. Em seguida, o mosto, mais uma vez, passa por separações de componentes insolúveis (*trub*) na etapa de *Whirpool* e é resfriado em um trocador de calor com aeração para dar condições necessárias para a próxima etapa que é a fermentação (CARRERA, 2015).

Segundo Barbosa (2010), a levedura é inoculada no mosto com as condições de temperatura e aeração favoráveis para ela, de forma que, na fermentação ocorra a transformação dos açúcares do mosto em álcool e dióxido de carbono. Após 48h a levedura é recolhida no fundo do tanque, e é avaliado o valor do extrato fermentescível. Em seguida, a cerveja passa

pelo tanque maturador para ser armazenada em baixas temperaturas de forma a reduzir componentes indesejáveis ao seu sabor e aroma. Após estabilidade sob o controle da temperatura na maturação, a cerveja é centrifugada e filtrada (filtração) para eliminar qualquer turvação ocasionada pela presença de leveduras garantindo o brilho e estabilidade da cerveja para ser envasada.

Na Figura 1 está representada as principais etapas do processo de fabricação de cerveja: malteação, moagem, mosturação, clarificação do mosto, fervura do mosto, resfriamento do mosto, aeração do mosto, fermentação, maturação, filtração e envase (CARVALHO; ZAMBIAZI, 2011).

Figura 1: Processo de produção de cerveja



Fonte: Cervejaria Capim Branco (2021)

3.2 Boas Práticas de Fabricação

A Food Connection (2020) afirma que o manual de BPF descreve operações realizadas pela empresa que incluem os requisitos sanitários, a manutenção e higienização das instalações, dos equipamentos e dos utensílios, o controle da água de abastecimento, controle integrado de pragas humanas, higiene e saúde dos manipuladores e de garantia de qualidade do produto final. As Boas Práticas de Fabricação (BPF) são requisitos obrigatórios, regulamentados por legislações, para que indústrias de alimentos possam ter o aval de funcionamento, garantindo as condições higiênico-sanitárias para a segurança alimentar. (FOOD CONNECTION, 2020)

Segundo Moyano (2017), no Brasil, as BPF estão regulamentadas em portarias e resoluções do tanto pelo MAPA, quanto pelo Ministério da Saúde, como, por exemplo, a Portaria MS nº 1.428, de 26 de novembro de 1993; a Portaria SVS/MS nº 326, de 30 de julho de 1997 e a Resolução – RDC nº 275, de 21 de outubro de 2002 estabelecendo requisitos a respeito das “condições higiênico-sanitárias e as Boas práticas de fabricação para estabelecimentos produtores/industrializadores de alimentos.”

No manual de BPF da Embrapa de 2015, o processo de higienização de equipamentos deve passar por quatro etapas: pré lavagem, lavagem, enxágue e sanitização de forma que garanta que não haja contaminação e desenvolvimento de microorganismos que possam contaminar o produto, garantindo a segurança do consumidor. As etapas do procedimento geral de higienização estão descritas a seguir (MACHADO; DUTRA; PINTO, 2015):

- Pré lavagem: é a retirada de resíduos aderidos à superfície do equipamento removendo em torno de 90% das sujidades;
- Lavagem: realizada com aplicação de detergentes aderidas à superfície. Geralmente utiliza-se dois tipos, ou seja, detergente alcalino para remover proteínas e gorduras (remoção da matéria orgânica) e detergentes ácidos para remoção de incrustações minerais (matéria inorgânica);
- Enxágue: etapa de remoção de resíduos e detergentes que possam estar aderidos na superfície;
- Sanitização: consiste na eliminação de microorganismos, uma vez que os detergentes não são suficientes para essa ação. O objetivo dessa etapa não consiste em eliminação de matéria orgânica.

3.3 Fundamentos de Higienização

Em uma indústria de alimentos, a garantia da qualidade do produto para o consumidor final é determinada por diversos fatores e análises de processo. Uma delas está diretamente atrelado à segurança alimentar em relação à limpeza dos equipamentos industriais que, de acordo com Carrera (2015), envolve um conjunto de atividades com o objetivo de eliminar sujeiras ou depósitos formados ou acumulados em superfícies durante o processo produtivo, de forma a evitar a contaminação no produto e o risco de prejudicar a saúde e bem-estar do consumidor. Há dois tipos de limpeza: COP (Cleaning out of place), que são operações de limpezas externas, e CIP (Cleaning in place), que são processos que garantem a limpeza interna de tubulações e equipamentos.

Para que se tenha uma ação de limpeza eficiente, um conjunto de fatores são levantados para monitoramento e, a influência desses fatores está definida de acordo com o círculo de Sinner (Figura 2): ação mecânica, que está associada à pressão de descarga da bomba e varredura do aspensor; temperatura e tempo de contato, que quanto maior, mais favorecida é a limpeza e concentração, que é a substância química. Carrera (2015) afirma que, se um desses fatores for alterado, os outros devem ser compensados, ou seja, cada um dos fatores precisa seguir uma determinada faixa para que o processo CIP seja eficiente.

Figura 2: Ciclo de Sinner.



Fonte: Miromi, (2019)

Um processo de limpeza CIP na indústria de alimentos geralmente segue uma padronização das etapas, cronometradas de acordo com a necessidade, que são, em sequência (TAMIME, 2008):

- Remoção de detritos brutos (recuperação de produto)

- Pré-enxágue
- Recirculação de detergente
- Enxágue intermediário
- Segunda recirculação de detergente (opcional)
- Enxágue intermediário
- Desinfecção
- Enxágue final

Ainda segundo o mesmo autor, a etapa de remoção de produtos ocorre com a drenagem de todo produto que estiver armazenado no equipamento e nas tubulações que serão higienizados, recuperando-o em outro local ou apenas descartando-o para início do processo de CIP. Dada a partida do processo, após a retirada de alta carga de resíduos aderidos nas paredes do tanque e das tubulações, o pré-enxágue remove com água (geralmente recuperada do enxágue final ou intermediário) a maior parte da quantidade de carga orgânica que ficou retida. A importância dessa etapa é que assim pode-se evitar sujeira excessiva sendo levada para os tanques de detergentes químicos.

Para Tamime (2008), após a remoção dos resíduos brutos, inicia-se a etapa de circulação de detergente alcalino, geralmente a soda cáustica, que é responsável por retirar todo tipo de sujidade orgânica. Dependendo do tipo de sujidade e do equipamento de processo, a soda cáustica pode ser recirculada à quente (em altas temperaturas em torno de 80 °C) ou à frio (à temperatura ambiente). Segundo Tamime (2008), os tempos de recirculação precisam ser avaliados por experimentação e um grau de experiência, com tempo geralmente variando de 15 minutos a 1 hora, onde circuitos excepcionalmente grandes e complexos estão sendo limpos. Os tempos de contato podem ser reduzidos compensando a eficácia de limpeza com temperaturas mais altas, concentrações mais altas ou o uso de formulações de detergente mais sofisticados e de alto custo.

O enxágue intermediário é responsável por retirar qualquer resíduo de detergente alcalino que ficou dentro do equipamento e tubulação para, em seguida, entrar o próximo detergente químico. Conforme Tamime (2008) expôs, este pode ser opcional, sendo avaliado a finalidade daquele CIP, havendo, portanto, a possibilidade de utilizar um detergente ácido nessa etapa para remoção de sujidades inorgânicas. Ressalta-se que, no setor cervejeiro, os detergentes ácidos têm vantagens significativas sobre os detergentes alcalinos em sua capacidade de limpar ambientes com CO₂ sem perda de atividade, levando-se em consideração

que a soda cáustica em contato com gás carbônico forma carbonatos que podem se aderir à superfície interna da tubulação e causar incrustação.

Caso seja utilizado outro detergente após a soda cáustica, faz-se outro enxágue intermediário para então passar pela etapa de desinfecção, também chamada de sanitização. Essa etapa é importante para que, após o tanque estar livre de qualquer sujidade, também esteja livre de qualquer microorganismo (MACHADO; DUTRA; PINTO, 2015). Por fim, após essa etapa, encerra-se com o enxágue final para remover qualquer resíduo de químico. Esta água é recuperada para ser utilizada no pré-enxágue da próxima limpeza para sistemas que atendem a essa estrutura. (TAMIME, 2008)

O processo de limpeza (remoção de sujidades visíveis) e sanitização (eliminação de microorganismos) precisam estar atrelados para que se consiga alcançar a higienização eficiente dos equipamentos. Diante disso, de acordo com Sislian (2012) é necessário a descrição dos tipos de sujidade e suas características específicas que estão presentes na superfície, seja interna ou externa, para então definir o tipo de agente de limpeza utilizado, ou seja, o tipo de detergente.

Os detergentes alcalinos (hidróxido de sódio) são utilizados na limpeza industrial CIP em sujidades orgânicas (que podem ser resíduos de mosto, cerveja, resinas de trub, etc), pois estes aumentam o número de íons OH^- (aumentando o pH da água) causando um fenômeno na carga orgânica chamado de peptização, que é o rompimento das proteínas ao hidrolisar os aminoácidos. Isso faz com que eles se tornem mais solúveis e eliminem a sujeira orgânica mais rapidamente (SILVA; DUTRA. CADIMA, 2010)

Isso ocorre pois os componentes ácidos das proteínas podem perder seu hidrogênio ácido (H^+) pela neutralização com o íon OH^- . Logo, seus compostos são convertidos em sua forma iônica carregada negativamente, onde íons negativos repelem-se um ao outro permitindo o rompimento de agregados maiores em menores. O hidróxido de sódio também pode saponificar as gorduras, ou seja, hidrolisa triacil-gliceróis em ácidos graxos e gliceróis. É importante ressaltar que o hidróxido de sódio não consiste em um sanitizante, por ser um meio de pH alto que pode ser ambiente de microorganismos em temperatura ambiente. Detergentes ácidos são mais utilizados para remoção de contaminantes inorgânicos, pois solubilizam compostos de minerais que se precipitam (CARRERA, 2015).

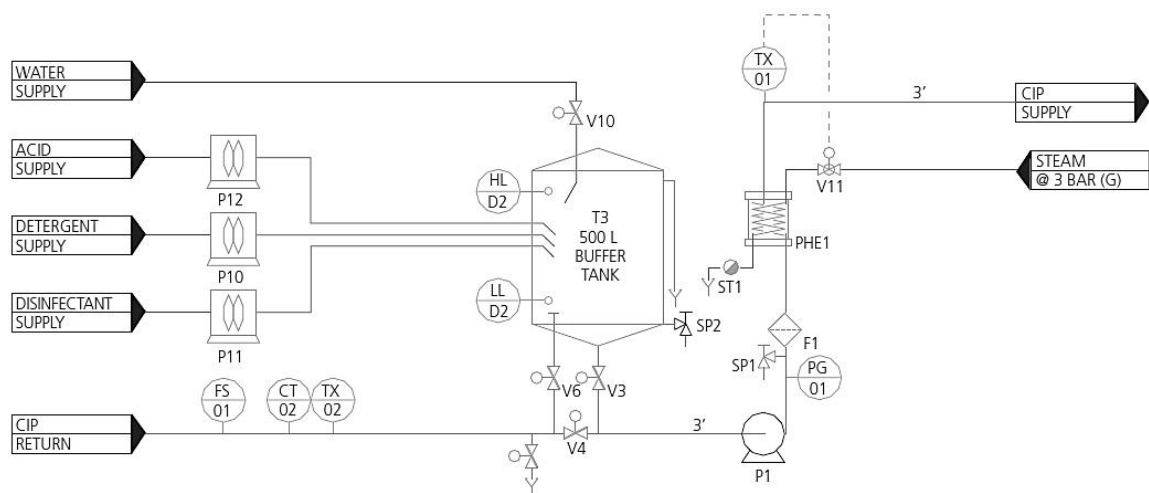
O Portal educação (2020) afirma que estes são utilizados “para remoção de incrustações minerais, como ferrugem, depósitos calcários, entre outros. Os ácidos, embora possuam menor poder de detergentia, são muito utilizados para solubilização de depósitos de carbonato, minerais e proteínas, apresentando também algumas propriedades microbicidas.”

Além de todos os fatores citados anteriormente, a água utilizada na limpeza também deve ser levada em consideração, uma vez que a qualidade microbiológica e química da mesma afetará diretamente a eficiência da limpeza. Caso a água apresente altos níveis de dureza de cálcio, ela pode causar incrustações que se depositam na tubulação durante a utilização de soda cáustica em altas temperaturas devido à formação de carbonatos, conforme citado anteriormente. As chamadas incrustações minerais, como o carbonato resultante da reação, se transformam em pedra sólida e se adere à superfície interna das tubulações (CUNHA e SILVA, 2014)

3.4 Sistema CIP (Cleaning in place)

O sistema CIP consiste em uma estação que contém tanques de armazenamento de soluções de limpeza interligados por tubulações de envio, através de uma bomba de avanço, válvulas, tubulações e instrumentos de controle que devem, geralmente, garantir que a limpeza ocorra de forma automática, sem contato direto da operação, variando o nível de complexidade e automação. Podemos ter três tipos de sistemas de CIP: sistema de uso único; sistema de recuperação parcial e sistema de recuperação total. No sistema de uso único, cada etapa de limpeza acontece uma única vez e o detergente químico não é recuperado após o processo, sendo descartado no dreno, como mostra a Figura 3 (TAMIME, 2008).

Figura 3: Sistema CIP de uso único

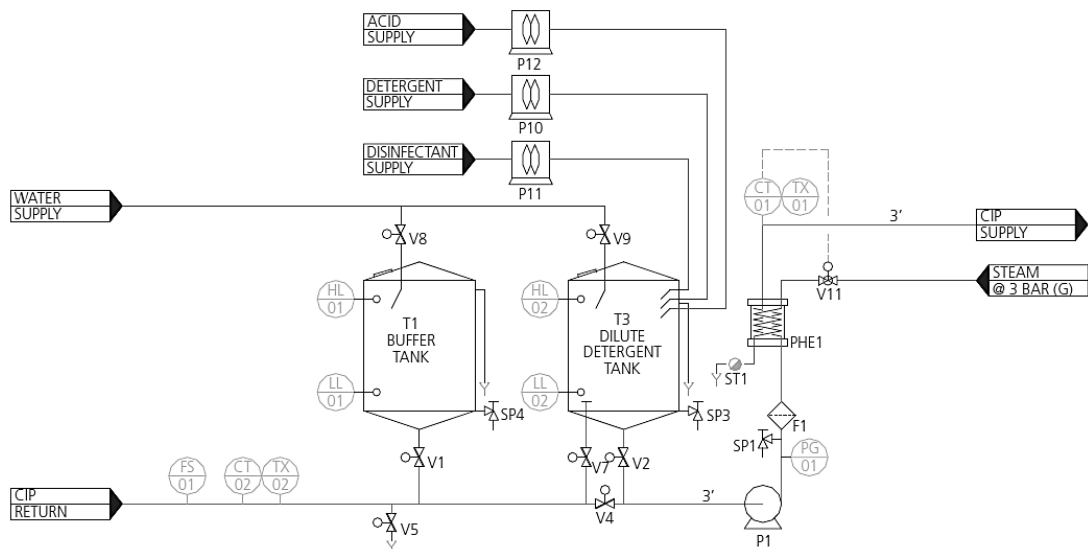


Fonte: Tamime (2008).

Nota-se, na Figura 3, que um único tanque de solução é utilizado para a dosagem dos químicos para cada etapa de limpeza. Tamime (2008) afirma que sistemas de uso único tendem a ser de alto custo de operação levando em consideração os gastos de químicos, água e energia sem recuperação para a empresa que a utiliza. Além disso, deve-se ressaltar o impacto ambiental que o descarte demorado de químicos proporciona e na alta carga de efluentes que terão que ser tratados na Estação de Tratamento de Efluentes Industriais (ETEI) da fábrica, mesmo que o sistema de CIP de uso único tenda a ser mais higiênico, evitando a contaminação cruzada.

O sistema de recuperação traz a possibilidade de reutilização dos químicos utilizados em outras limpezas, sendo retornados para os tanques de solução. A diferença em relação ao sistema de recuperação parcial é que é possível recuperar a água de enxágue final após a etapa de sanitização, para um tanque de armazenamento de água recuperada, o que não ocorre em uma recuperação parcial, pois a água de enxágue final é descartada no dreno e a etapa de pré-enxágue da próxima limpeza é realizada com água limpa e não água recuperada. A Figura 4 representa um sistema de recuperação parcial (TAMIME, 2008).

Figura 4: Sistema CIP de recuperação parcial



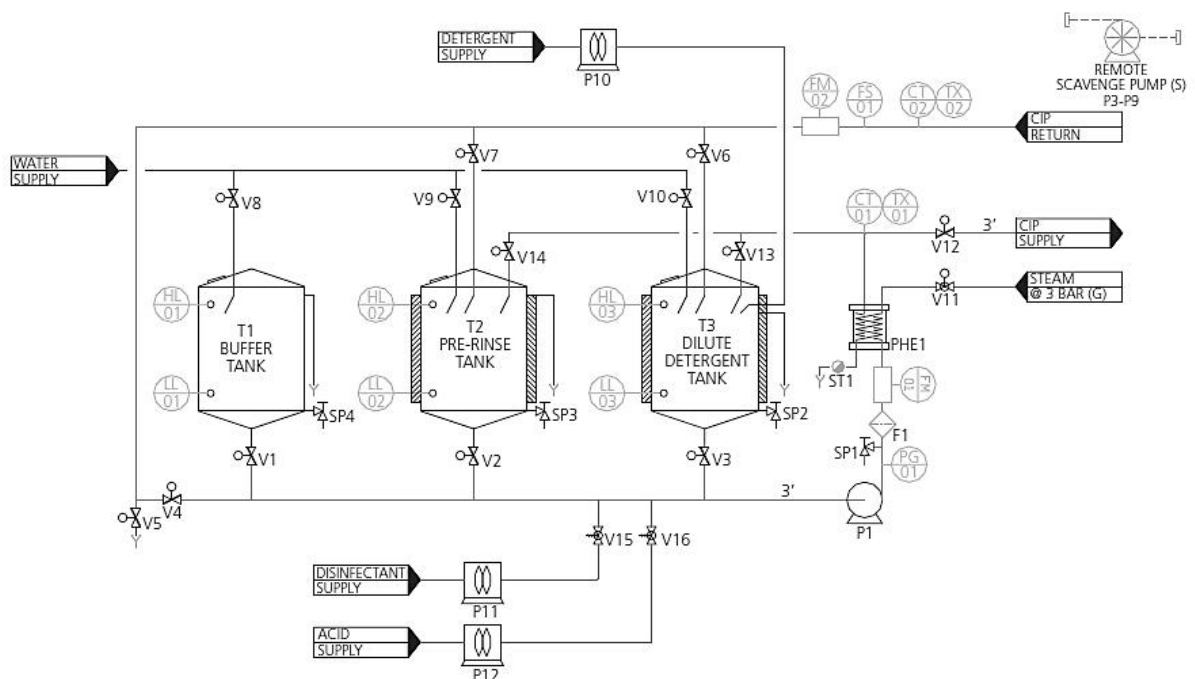
Fonte: Tamime (2008).

Tamime (2008) ressalta que sistema CIP de recuperação total são geralmente multifuncionais e tendem a ser relativamente econômicos em operação trazendo economia não só dos químicos, mas também na redução de consumo de água. Porém, eles precisam ser monitorados para evitar o acúmulo de resíduos de sujeira e contaminação no detergente diluído

ou nos tanques de enxágue recuperados, sendo muito importante atualizar as soluções de limpeza regularmente. A Figura 5 representa um sistema de recuperação total mostrando que, em relação aos outros sistemas, faz-se necessário uma maior quantidade de tanques de armazenamento de solução, incluindo o de água recuperada para o pré-enxágue e um circuito fechado de avanço e retorno.

Além dos equipamentos principais, os sistemas CIP também fazem uso de alguns componentes para medições de parâmetros a fim de que se tenha um processo mais automático como sensores de fluxo, de condutividade, de temperatura, de nível alto e baixo; válvulas (manuais ou automáticas); filtros e trocadores de calor, e a quantidade será de acordo com a necessidade de cada processo (CARRERA, 2015).

Figura 5: Sistema CIP de recuperação total



Fonte: Tamime (2008).

3.5 Aspersores

Os aspersores são acessórios acoplados geralmente dentro de tanques com o intuito de jatear os detergentes químicos e a água nas paredes do tanque a altas pressões, e, sua eficiência será diretamente relacionada com a pressão fornecida pela bomba de avanço do sistema CIP. De acordo com Tamime (2008), existem três tipos de aspersores e sua aplicação depende da

finalidade do projeto, mesmo que, no mercado, ainda possam ser encontrado diversas variações, são eles:

- *Spray ball* (bolas de spray estáticas): seu alcance de limpeza é limitado e tem fácil manutenção e de baixo custo, recomendado para limpeza de produtos de baixa viscosidade. Representado na Figura 6, como “a”.
- *Rotary spray heads* (pulverizadores giratórios): utilizado para tanques que tem maior facilidade de limpeza com maior higienização e baixo custo. Representado na Figura 6, como “b”.
- *Rotary jet heads* (cabeça de jato rotativas): também chamados de “*toftjorg*” e são geralmente utilizados para tanques grandes e de difícil limpeza, porém, com manutenção mais complexa. Representado na Figura 6, como “c”.

Figura 6: Diferentes tipos de aspersores



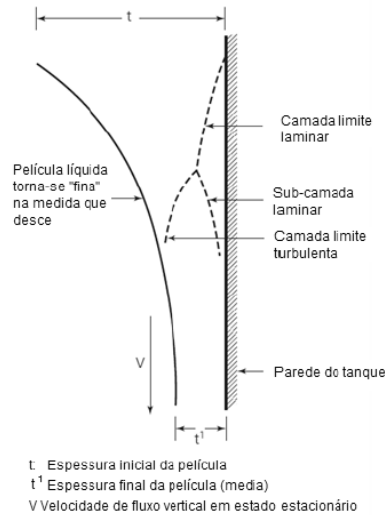
Fonte: Tretralon (2021)

Conforme citado anteriormente, os aspersores são fundamentais para que as soluções de limpeza alcancem as paredes internas dos equipamentos e tubulações. Uma película descendente de detergente químico é formada durante o bombeamento, quando o regime de escoamento da tubulação apresenta número de Reynolds muito altos, podendo essa película permanecer laminar com o aparecimento de ondas infinitamente variáveis para baixo do tanque. Devido à complexidade do comportamento do filme, é difícil prever qual a necessidade exata dessa camada para cada tipo de limpeza e equipamento. Esse comportamento pode ser observado na Figura 7 (TAMIME, 2008).

No entanto, de acordo com Forni (2007), um estudo experimental foi realizado pela empresa JohnsonDiversey para determinar a vazão de avanço requerida para os aspersores determinando o modelo de escoamento nas paredes de tanques. A conclusão é que a solução

química forma ondas irregulares nas paredes internas apontando pontos tanto de escoamento turbulento, quanto de escoamento laminar.

Figura 7: Formação da camada laminar nas paredes do tanque



Fonte: Carrera (2015).

Diante disso, o dimensionamento do sistema CIP deve garantir que se tenha uma película de 2 mm de espessura na superfície interna do tanque, sendo estimada a Equação 1 a partir desse experimento, do qual calcula a vazão requerida pelo *spray ball* em função do diâmetro do tanque e do nível de sujidade pré-determinada na Tabela 1. Caso se utilize no sistema um *spray ball* do tipo furado 360°, deve-se multiplicar a Equação 1 por 2.

$$Q_r = D_t \pi F_s \quad (1)$$

Onde, Q_r é a vazão requerida (L/min); D_t é o diâmetro do tanque (metros) e F_s (L/m.min) é o fator de sujidade.

Tabela 1: Condições para fatores de sujidade.

Valor de F_s	Condição de sujidade
27	Baixa
30	Média
32	Alta
35	Alta (limpas com ácido)

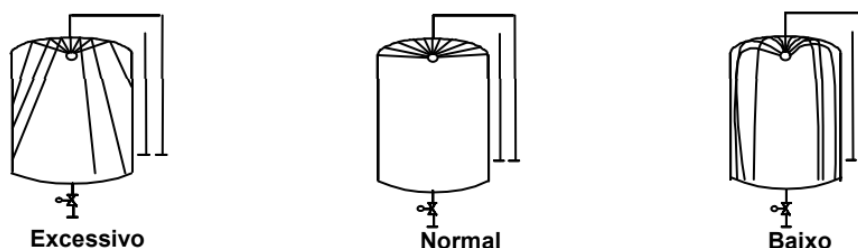
Fonte: Adaptado de Palhota (2018, p.34).

Segundo Forni (2007), os aspersores possuem uma pressão de trabalho adequada pois, quando o alcance do aspersor for muito maior que o raio do tanque, o jato irá pulverizar as paredes do tanque, causando ineficiência de higienização, como observado na Figura 8. Por outro lado, quando o alcance do aspersor for muito menor que o raio do tanque, o jato não atingirá adequadamente a superfície do tanque. A instalação do spray ball deve ser feita de acordo com as especificações de cada um.

O aspersor spray ball fixo depende principalmente da ação química dos detergentes, uma vez que este trabalha a baixas pressões nas paredes do tanque, sendo imprescindível a ação em cascata da camada de fluido detergente na parede do tanque. No entanto, esse filme em cascata que atua em fluxo laminar, não possui a turbulência necessária para que se tenha o melhor contato em conjunto com a ação química, sendo apenas o fluido em contato com as paredes que reage, mostrando ser mais vantajoso economicamente que sistemas que utilizam esse aspersor, tenham reaproveitamento da solução (NOBRE, 2016).

A Figura 8 apresenta a influência da vazão para as condições de operação do spray ball (FORNI, 2007).

Figura 8: Eficiência da ação mecânica do *spray ball* em um tanque.



Fonte: Forni, 2007

3.6 Consumo de água

Tamime (2008) aponta que, em uma indústria de alimentos, durante a limpeza com uso do sistema CIP, o meio principal para escoamento de produtos químicos é com água, não só através das etapas de enxágue, mas também para sua diluição já que a maioria dos produtos químicos de uso comercial são comprados em bombonas em altas concentrações.

Embora um sistema CIP seja projetado para atender a maior eficiência possível em economia de recursos como químicos, água e energia, ainda existem muitas oportunidades para melhorias, e, na falta de análise do sistema e conhecimentos prévios, podem ocasionar em

escolhas errôneas, como por exemplo, no tipo de aspersor. Segundo Tamime (2008), ao escolher dispositivo de limpeza do tipo spray rotativo ou jato rotativo é possível encontrar uma redução de consumo de água e detergentes químicos em até 75% e de tempo de limpeza em até 50% em relação à um aspersor simples do tipo spray ball.

A representação apresentada de um processo de limpeza pela empresa Alfa laval (2018), demonstra os diferentes princípios de operação de cada tipo de aspersor, demonstrando o tipo de movimento que a spray ball, o pulverizador giratório e o cabeçote rotativo (em sequência da esquerda para direita da Figura 9), realizam para eliminar as sujidades da parede do tanque em relação ao tempo de limpeza e ao consumo de água. A partir desse experimento foi possível concluir que o aspersor do tipo spray ball leva mais tempo para concluir a limpeza efetiva em relação ao aspersor do tipo rotativo, e, em consequência disso, maior consumo de água e químicos.

Figura 9: Representação de operação de limpeza de três tipos de aspersores.



Fonte: Alfa laval (2018).

Outros fatores também podem influenciar no consumo de água desnecessário, como por exemplo, a vazão em que o sistema está operando. Um estudo realizado por Silva *et al.* (2018) em enxágue de detergente alcalino para diferentes vazões, mostra que com o aumento da vazão, houve maior remoção de detergente em menor tempo. Porém, é importante ressaltar que o ponto de vazão ótimo não deve somente levar esse fator como critério de avaliação.

Um estudo realizado por Fan *et al.* (2018) utilizando um sistema CIP em escala piloto operado em uma faixa de número Reynolds (Re) de 16.000 a 260.000, avaliando a eficácia da água de enxágue e utilizando um filme de resíduo de leite desnatado em amostras de tubulações de aço inoxidável, mostra resultados importantes para avaliarmos fatores que podem influenciar no consumo de água nesse processo. Eles puderam comprovar que, para altos números de Reynolds, o tempo de enxágue não alterou significativamente, mostrando a dominância do fator turbulência para eficácia na limpeza.

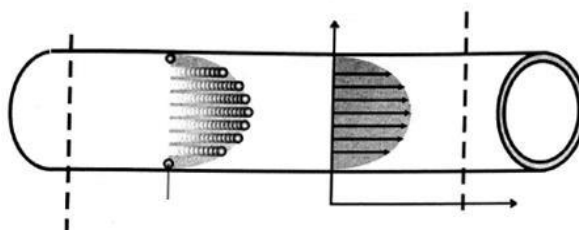
A nível de comparações da influência dos principais parâmetros para uma limpeza eficiente em relação ao consumo durante esse processo, o estudo de Fan *et al.* (2018) contribui para avaliar a economia no uso de água, já que, nesse caso, não foi necessário um enxágue mais longo quando este é mais turbulento, apontando a importância de monitorar a eficiência da bomba em relação ao que o sistema necessita.

3.7 Escoamento interno de fluidos

3.7.1 ESCOAMENTO LAMINAR

Diz-se que um escoamento é laminar quando as partículas do fluido se movem em camadas paralelas (lâminas), sem mistura macroscópica. Este tipo de escoamento é típico de fluidos escoando a baixas velocidades, e se caracteriza por linhas de corrente paralelas (como mostra a Figura 10) com movimento altamente ordenado (ÇENGEL e CIMBALA, 2015).

Figura 10: Escoamento laminar.

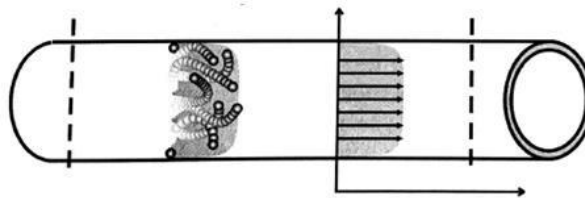


Fonte: Amelare (2020)

3.7.2 ESCOAMENTO TURBULENTO

O escoamento é caracterizado como turbulento quando partículas fluidas que cruzam uma dada seção transversal da tubulação apresenta movimento altamente desordenado, ocasionando mistura macroscópica do fluido, como mostra a Figura 11. Çengel e Cimbala (2015) afirmam que isso acontece devido às flutuações rápidas de velocidade, incrementando a transferência de quantidade de movimento entre as partículas do fluido, ocasionando conseqüentemente a força de atrito nas paredes da tubulação, o que se torna necessário maior potência de bombeamento.

Figura 11: Escoamento turbulento.



Fonte: Amelare, 2020.

3.7.3 NÚMERO DE REYNOLDS

Pode-se definir o número de Reynolds como a razão entre as forças inerciais e as forças viscosas do fluido. Para altos números de Reynolds, as forças inerciais são maiores em relação às viscosas ocasionando flutuações rápidas para o fluido, característica de escoamento turbulento. Já para baixos valores, as forças viscosas maiores dominam as flutuações aleatórias mantendo um escoamento ordenado, que é característica de escoamento laminar. Em um escoamento interno em tubo circular, encontramos o número de Reynolds através da Equação 2 (ÇENGEL e CIMBALA, 2015).

$$Re = \frac{\text{forças inerciais}}{\text{forças viscosas}} = \frac{\rho V D}{\mu} \quad (2)$$

Em que D (m) é diâmetro interno da tubulação, V (m/s) é velocidade de escoamento, ρ (kg/m³) é a massa específica do fluido e μ (kg/m.s) é a viscosidade absoluta.

Usualmente, para número de Reynolds com valores menores que 2300, considera-se que o fluxo está nas condições de um regime laminar dentro da tubulação, em que o fator de

atrito pode ser calculado através da equação $f = 64/Re$. A partir do momento que o número de Reynolds supera o valor de 2300, inicia-se a transição para fluxo turbulento completo, sendo esse valor de $Re = 2300$ como número de Reynolds crítico (GUIA DA ENGENHARIA, 2019).

Mattos e De Falco (1998) ressaltam que existe uma faixa crítica para o número de Reynolds entre 2000 e 4000, porém, na prática, o regime de escoamento nessas condições é geralmente turbulento, podendo ser laminar para os casos de velocidade de escoamento baixa e fluido muito viscoso.

A velocidade média do escoamento utilizada no cálculo do número de Reynolds pode ser encontrada através da Equação 3 (para dutos de área transversal circular).

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad (3)$$

Em que V (m/s) é velocidade de escoamento, Q (m³/h) é vazão e D (m) é diâmetro interno da tubulação.

3.7.4 BALANÇO DE ENERGIA

Sabe-se que a energia mecânica é uma forma de energia que é convertida em trabalho mecânico por um dispositivo que envolve energia cinética e potencial. A bomba, por exemplo, transfere energia mecânica para que o fluido possa escoar ao elevar sua pressão, produzindo trabalho de escoamento. A energia mecânica de um fluido em escoamento por unidade de massa é demonstrada na Equação 4 (ÇENGEL e CIMBALA, 2015).

$$E = \frac{P}{\rho} + \frac{V^2}{2} + gz \quad (4)$$

Em que P/ρ é a energia de escoamento específica, $V^2/2$ é a energia cinética específica e gz é a energia potencial específica do fluido (energia por unidade de massa).

Segundo Mattos e De Falco (1998), pode ser considerado como um caso particular da equação de conservação de energia, como mostra a Equação 5.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 = \text{constante} \quad (5)$$

Onde γ é o peso específico do fluido; g é a aceleração da gravidade; P é a pressão do fluido em uma dada seção de escoamento; Z é a altura estática (ou carga de elevação) e V é a velocidade média do fluido nas seções 1 e 2 (geralmente seção de entrada e de saída, em um dado volume de controle). Levando-se em consideração também que, essa equação foi deduzida para regime permanente, incompressível e que o sistema é reversível (sem atrito).

Adaptando-se, então, o balanço de energia para líquido reais, ou seja, considerando que há perda de energia devido ao trabalho de atrito e viscosidade, inclui-se o termo de perda de carga (h_f) como mostra a equação 6 (MATTOS e DE FALCO, 1998).

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 + h_f \quad (6)$$

3.5.6 PERDA DE CARGA

Segundo Çengel e Cimbala (2015), a queda de pressão está diretamente relacionada aos requisitos de potência da bomba para manter o escoamento, afirmando ainda que a perda de carga é representada pela altura adicional que o fluido precisa ser elevado por uma bomba para superar as perdas por atrito do tubo, esta é expressa como a altura equivalente da coluna de fluido e é diretamente relacionada com a viscosidade e a tensão de cisalhamento nas paredes do tubo.

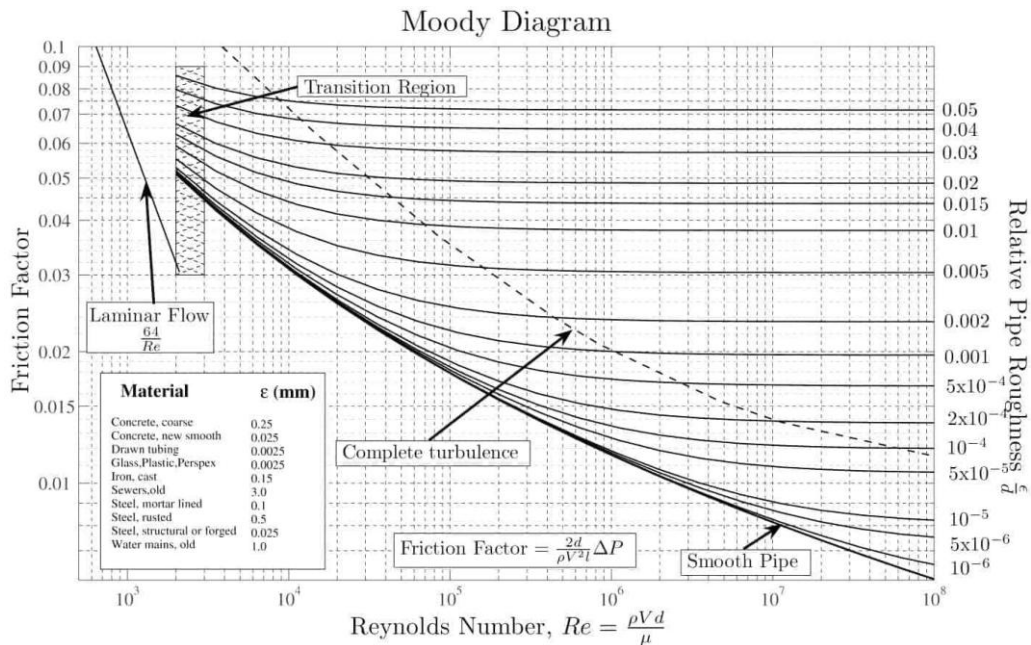
Encontrando a perda de carga para um regime turbulento, torna-se necessário utilizar um tratamento teórico-experimental determinado por Darcy-Weisbach, pois deve-se levar em consideração que existem as flutuações de velocidade, da variação da viscosidade turbulenta e da existência de três regiões distintas no regime turbulento (laminar, nas paredes do tubo; turbulento no centro e de transição entre as duas camadas). Isso é descrito na Equação 7 (MATTOS e DE FALCO, 1998).

$$h_f = f \frac{L_t}{D} \frac{V^2}{2g} \quad (7)$$

Onde, h_f é a perda de carga normal ou distribuída (m); f é o fator de atrito; L_t é o comprimento da tubulação (m); D é o diâmetro da tubulação (m); V é a velocidade média na seção transversal (m/s) e g é a aceleração da gravidade (m/s^2).

O fator de atrito de Darcy pode ser obtido através do Diagrama de Moody (Figura 12), em função do número de Reynolds e da rugosidade relativa da tubulação (ϵ/D), onde ϵ é a rugosidade do material da tubulação e D é o diâmetro interno.

Figura 12: Diagrama de Moody.



Fonte: Thermal Engineering (2020)

De posse do gráfico de Moody, conforme apresenta Çengel e Cimbala (2015), encontra-se, no eixo da abcissa, o valor do número de Reynolds e, ao traçar uma reta vertical, e no eixo da Rugosidade relativa, deve-se seguir a curva que corresponde ao valor de ϵ/D . Ao traçar uma linha horizontal no ponto de encontro da curva com a linha vertical traçada anteriormente, deve-se encontrar o fator de atrito.

Além da perda de carga normal, o sistema pode sofrer perdas ocasionadas pelos acessórios (perdas de carga localizadas), ou seja, as conexões, válvulas, curvas, cotovelos, T's, entradas e saídas, reduções ou aumento das seções da tubulação. Dependendo do projeto do sistema, essas perdas podem ter mais impactos que a perda de carga normal na tubulação reta, e estas são determinadas experimentalmente (ÇENGEL e CIMBALA, 2015).

O valor da perda de carga localizada pode ser determinado por dois métodos, o método direto e o método do comprimento equivalente. O método direto é realizado calculando a perda de carga a partir do coeficiente experimental de perda de carga localizada (K) tabelado para cada tipo de acidente. O método do comprimento equivalente consiste em valores fixados de

comprimento reto que correspondem a mesma perda de carga do acessório, nas mesmas condições. A Equação 8 é utilizada para calcular a perda de carga localizada pelo método direto (MATTOS e DE FALCO, 1998).

$$h_{fL} = K \frac{V^2}{2g} \quad (8)$$

De posse desses valores a perda de carga total através do método direto pode ser obtida através da Equação 9.

$$h_{total} = \sum f \frac{L_t}{D} \frac{V^2}{2g} + \sum K \frac{V^2}{2g} \quad (9)$$

Para cálculo através do método do comprimento equivalente, para n acessórios, some-se todos os esses valores com o comprimento das partes retas da tubulação. Ao encontrar o comprimento total (L_t), conforme Equação 10, esse valor será substituído na Equação 7.

$$L_t = L_r + \sum_1^n L_{eq} \quad (10)$$

Em que L_t é o comprimento equivalente total, L_r é o somatório do comprimento da tubulação reta e L_{eq} é o somatório do comprimento equivalente dos acessórios.

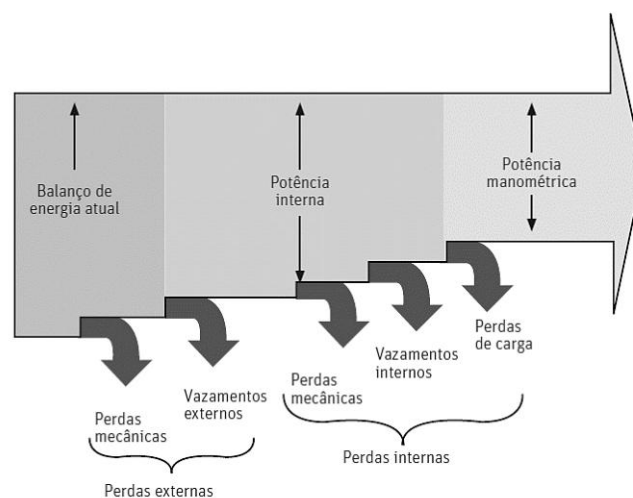
Para consulta dos valores de K e do comprimento equivalente, pode-se consultar o Anexo 2.

3.8 Bombas

Durante a etapa de higienização é importante manter todos os parâmetros de concentração, temperatura e turbulência ajustados, sendo os dois primeiros facilmente controlados a partir da dosagem dos detergentes químicos e do acompanhamento do sistema de aquecimento acoplado ao processo. Porém, para medidas de controle da turbulência, é necessário que se tenha um maior estudo da eficiência da bomba utilizada, que, no momento de sua operação, pode sofrer diversas perdas no processo de transformação de energia durante o circuito do fluido detergente ao atingir as paredes da tubulação e a spray ball dos tanques (TAMIME, 2008).

Diante disso, o manual de manutenção em um estudo de avaliação de bombeamento de água do Banco Interamericano de Desenvolvimento – BID (2011) classificou dois tipos de perdas energéticas que ocorrem nas bombas: perdas internas e perdas externas. A primeira, é resultante das perdas de carga (viscosidade e turbulência do fluido), por vazamentos entre as partes móveis da bomba e por atritos internos. Já as perdas externas estão relacionadas a vazamentos externos e atritos externos (atrito mecânico nas gaxetas e rolamentos da bomba). A Figura 13 representa o diagrama energético global das bombas centrífugas quanto às perdas.

Figura 13: Diagrama energético global das bombas centrífugas



Fonte: BID (2011)

3.8.1 BOMBAS PARA SISTEMA CIP

De acordo com Tamime (2008), as bombas em um sistema CIP são responsáveis por enviar os fluidos de limpeza até o local a ser limpo, de forma que, durante esse trajeto, as mesmas possam fornecer energia suficiente para superar as perdas por atrito. Se a bomba do sistema CIP for ineficaz, a limpeza será ineficiente e custosa de forma não higienizando as paredes do tanque em todos os pontos. Portanto, na escolha de uma bomba, torna-se imprescindível avaliar dois pontos importantes: o aspessor e a vazão volumétrica de bombeamento, em que esta última deve fornecer um regime turbulento (TAMIME, 2008).

- Qualquer vazamento do corpo da bomba deve ser facilmente visível;
- As vedações do eixo devem ser do tipo mecânico e de fácil acesso para inspeção e manutenção;

- As formas de passagem devem ser suaves, evitando mudanças bruscas na seção transversal;
- Os rolamentos devem estar localizados fora da área do produto e devem ser vedados;
- As bombas devem ter drenagem automática, sempre que possível.

As bombas centrífugas são geralmente as mais utilizadas por atenderem aos requisitos do sistema CIP ao oferecer altas pressões e vazões volumétricas, ressaltando que, conforme afirma Tamime (2008), uma de suas características mais importantes é que a vazão fornecida vai depender das condições de descarga e que cada tipo de bomba centrífuga. Dessa maneira, a bomba vai apresentar uma curva característica, de acordo com suas condições de funcionamento, podendo ser alterada com a velocidade da bomba e o diâmetro do impelidor.

Uma das desvantagens das bombas centrífugas é que elas não fornecem uma vazão constante, pois, se as condições de descarga se alterarem com a redução do diâmetro do tubo, isso se alterará se as condições e isso pode ocorrer, por exemplo, com a formação de depósitos (TAMIME, 2008).

3.8.2 BOMBAS CENTRÍFUGAS

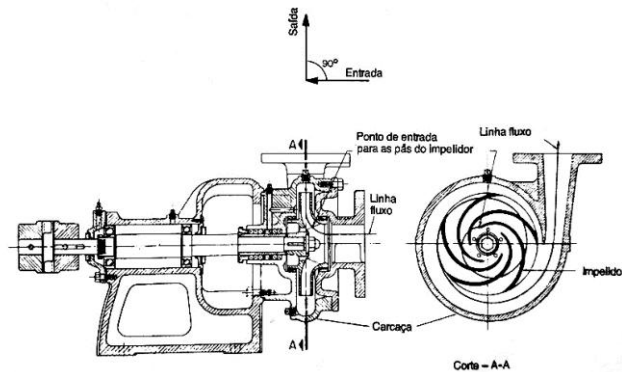
Mattos e De Falco (1998) definem bombas centrífugas como “aquelas em que a energia fornecida ao líquido é primordialmente do tipo cinética, sendo posteriormente convertida em grande parte em energia de pressão.” Essas bombas podem ser do tipo radial (Figura 14), ou seja, deslocam o fluido devido à rotação de um impelidor e são operadas quando se deseja fornecer cargas elevadas e vazões baixas. Também podem ser do tipo Francis, que difere da radial pelo formato das palhetas do impelidor que possuem curvaturas em dois planos.

As curvas das bombas são fornecidas pelo fabricante e através delas é possível determinar o desempenho da bomba operando com água. Geralmente podemos trabalhar com três tipos de curvas características, sendo representadas na Figura 15 (MATTOS e DE FALCO, 1998).

- Curva de carga (H) x vazão (Q)
- Curva de potência absorvida (Pot) x vazão (Q)
- Curva de rendimento total (η) x vazão (Q)

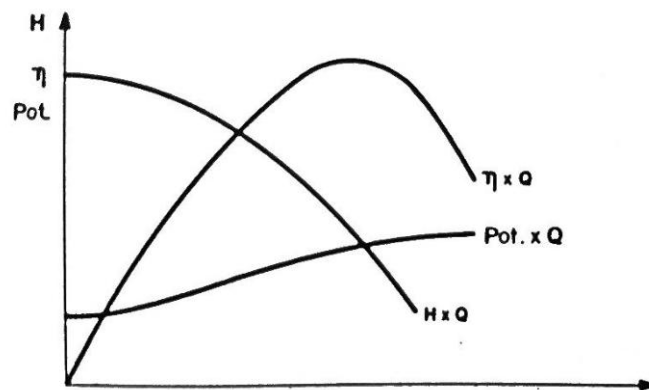
A curva carga x vazão é definida por Mattos e De Falco (1998), como a energia por unidade de massa (ou por unidade de peso) que a bomba consegue fornecer ao fluido para uma determinada vazão, ou seja a variação da carga (H). Enquanto, o rendimento total (η) pode ser encontrado através da razão entre a potência útil cedida ao fluido e a potência absorvida pela bomba.

Figura 14: Bomba centrífuga radial.



Fonte: Mattos e De Falco (1998).

Figura 15: Curvas características de bombas centrífugas.



Fonte: Mattos e De Falco (1998).

3.9 Determinação da curva do sistema e do ponto de trabalho

Para que se encontre o ponto de trabalho do sistema, é necessário determinar qual energia por unidade de massa (ou de peso) que o sistema solicitará para a bomba em função da vazão bombeada, ou seja, a altura manométrica do sistema (H). Observando-se que a carga é uma característica da bomba e a altura manométrica é uma característica do sistema. Este parâmetro é função da altura estática de elevação do fluido, da diferença de pressões entre a

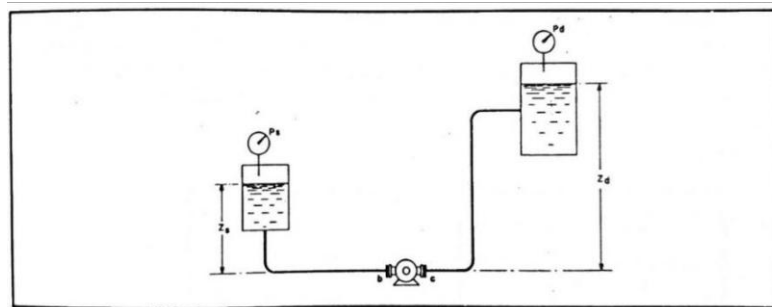
sucção e a descarga e das perdas existentes no circuito, de forma que a bomba do sistema forneça a carga suficiente para compensar a altura manométrica, conforme afirma Mattos e De Falco (1998), representado na Figura 16.

Para encontrar a altura manométrica total, deve-se determinar os valores de altura manométrica de sucção (H_s) e altura manométrica de descarga (H_d), conforme mostra as Equações 11 e 12. Em que o primeiro termo da Equação 12 representa o H estático, que é influenciado pela vazão, e a segunda parte da equação é o H fricção, que depende da vazão (em que cada termo é calculado conforme Equação 7).

$$H = H_d - H_s \quad (11)$$

$$H = \left[\left(\frac{P_d - P_s}{\gamma} \right) + (Z_d - Z_s) \right] + [h_{fd} + h_{fs}] \quad (12)$$

Figura 16: Sistema de bombeamento com sucção e descarga.



Fonte: Mattos e De Falco (1998).

A altura manométrica de sucção consiste na energia manométrica por unidade de peso no flange da sucção da bomba. Para encontrar o seu valor, deve-se avaliar se o sistema já está instalado e funcionando e pode ser medido no local. Caso contrário, deve-se aplicar o balanço de energia entre um ponto tomado na superfície livre do reservatório de sucção e o flange de sucção da bomba. O sistema em estudo já está instalado e em funcionamento, logo, utilizamos a Equação 13. A altura manométrica de descarga é a energia manométrica por unidade de peso que existe no flange de descarga, para que então o fluido atinja o ponto esperado. Seu valor é analogamente encontrado como a altura de sucção, conforme Equação 14 (MATTOS e DE FALCO, 1998).

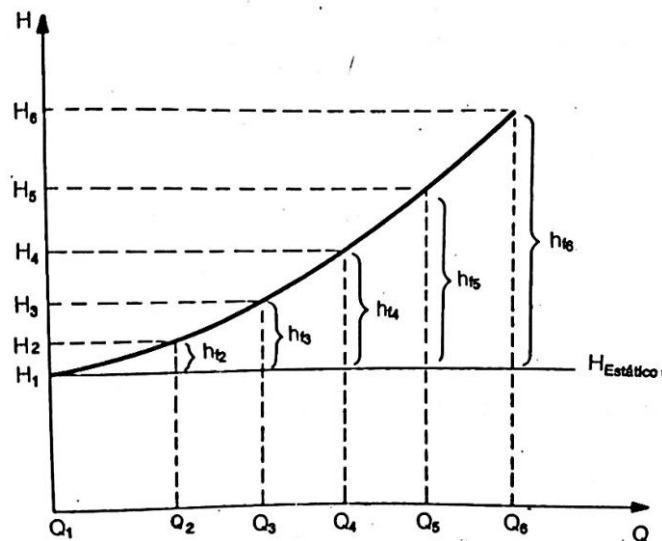
$$H_s = \frac{P_s}{\gamma} + Z_s - h_{fs} \quad (13)$$

$$Hd = \frac{P_s}{\gamma} + Zd - h_{fd} \quad (14)$$

Em que γ (N/m³) é o peso específico; H_s (m) e H_d (m) é altura manométrica de sucção e de descarga; P_s e P_d é a pressão manométrica medida no reservatório e de sucção e de descarga; Z_s (m) e Z_d (m) é a elevação do reservatório de sucção e de descarga em relação à bomba; e h_{fs} (m) e h_{fd} (m) é a perda de carga na sucção e na descarga; respectivamente.

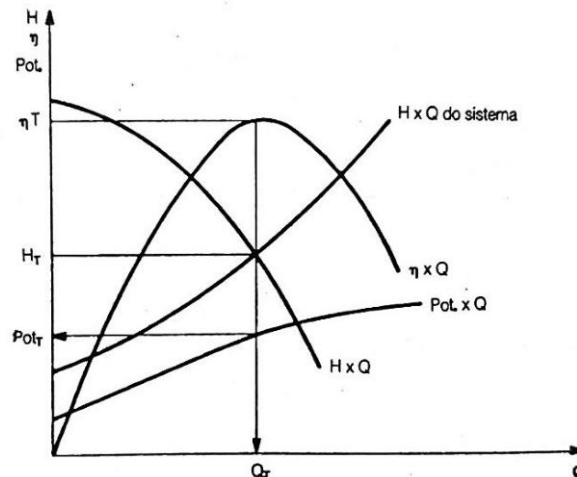
A curva do sistema é determinada pela variação da altura manométrica total com a vazão. Para encontrar a curva do sistema (Figura 17), deve-se encontrar a altura manométrica total para variados valores de vazão. Como o H estático não varia com a vazão, este vai permanecer constante e será encontrado para valor de vazão igual a zero. Plotando a curva do sistema no mesmo gráfico da curva característica da bomba, encontramos o ponto de trabalho da bomba no ponto de interseção entre as duas curvas, como mostra a Figura 18 (MATTOS e DE FALCO, 1998).

Figura 17: Curva do sistema.



Fonte: Mattos e De Falco, 1998.

Figura 18: Ponto de trabalho.



Fonte: Mattos e De Falco (1998).

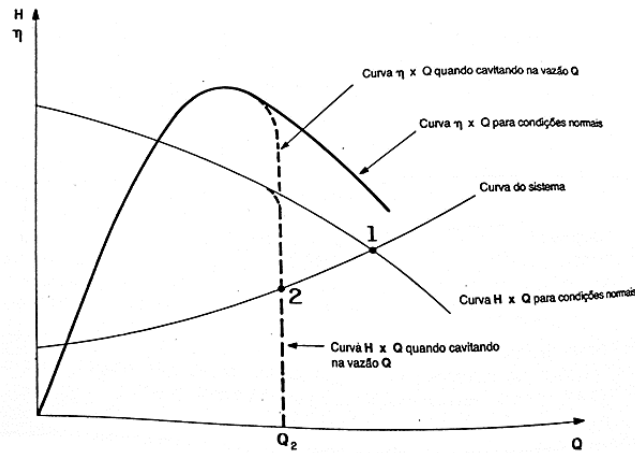
3.10 Cavitação

O fenômeno da cavitação acontece quando um líquido em bombeamento atinge a pressão absoluta, em qualquer ponto, igual ou inferior à pressão de vapor do líquido na temperatura de bombeamento, ocasionando a vaporização de parte desse líquido, formando bolhas que podem transitar com o fluido. Tais bolhas misturadas com o líquido em escoamento, ao presenciarem pontos em que a pressão absoluta for superior à pressão de vapor do líquido na temperatura de bombeamento dessa vez irão colapsar e retornar à fase líquida. Porém, o volume específico do líquido é inferior ao volume específico do vapor, então o colapso das bolhas ocasionará um vácuo e formando uma onda de choque (MATTOS e DE FALCO, 1998).

Para bombas centrífugas, a região crítica de mínima pressão para análise da cavitação é na entrada do impelidor, pois é nessa região que o líquido sofreu perda de carga na linha de sucção e entrada da bomba e o líquido tem sua energia reduzida, conforme afirmam Mattos e De Falco (1998). Ressalta-se também que, a cavitação altera o desempenho das bombas centrífugas, e, conseqüentemente, altera as suas curvas características, como observado na Figura 19. Isso altera o ponto de operação para um novo (ponto 2), devido à queda da vazão, da carga e da eficiência esperada para a bomba.

Para determinar o equacionamento de análise para reduzir os efeitos da cavitação na bomba, consideramos que a cavitação tem origem na entrada do impelidor e a pressão de vapor do líquido na temperatura de bombeamento como pressão crítica. Logo, temos o conceito do NPSH disponível, que é denominado como energia absoluta por unidade de peso no flange de sucção acima da pressão de vapor. Para evitar a cavitação, o NPSH disponível ($NPSH_d$) deve ser maior que o NPSH requerido ($NPSH_r$) pela bomba.

Figura 19: Alteração do ponto de operação na curva característica de uma bomba centrífuga sob efeito da cavitação.



Fonte: Mattos e De Falco, 1998.

O valor do NPSH disponível pode ser encontrado por meio da equação 15 e o NPSH requerido é função da velocidade e é normalmente fornecido pelo fabricante da bomba na forma de uma curva (MATTOS e DE FALCO, 1998).

$$NPSH_{disponível} = H_s + \frac{P_a - P_v}{\gamma} \quad (15)$$

Em que H_s (m) é a altura de sucção, P_a é a pressão atmosférica (Pa), P_v é a pressão de vapor do fluido (Pa) e γ (N/m^3) é o peso específico.

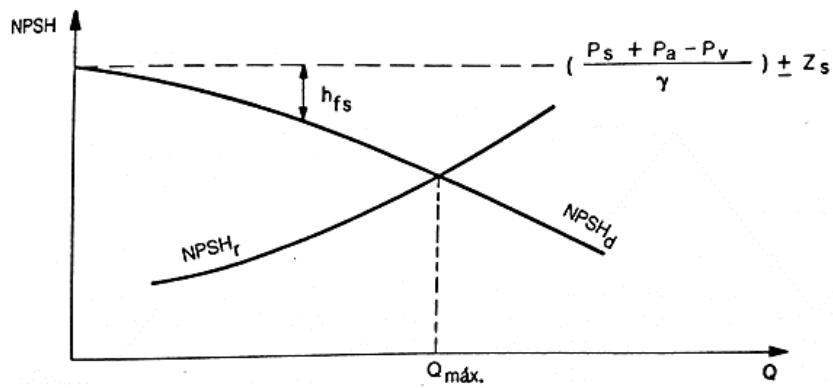
De acordo com Mattos e De Falco (1998), é necessário então calcular o NPSH disponível para a vazão que se pretende operar e compará-lo com o valor do NPSH requerido da curva $NPSH_r$ x vazão que é fornecida pelo fabricante da bomba. Apesar de o NPSH disponível dever ser maior que o requerido para evitar a cavitação, usa-se uma margem de segurança que geralmente é 2 ft (0,6 m) de líquido. A Equação 16 verifica as condições de cavitação para determinada vazão.

$$NPSH_{disp} \geq NPSH_{req} + 0,6 \text{ m de líquido} \quad (16)$$

Diante disso, os autores citados ressaltam que o NPSH disponível é função das perdas na linha de sucção (Equação 15) e da vazão bombeada. Observa-se que a curva plotada de NPSH disponível versus vazão é decrescente enquanto que as perdas são crescentes (Figura 20). Para calcular a vazão máxima permissível de uma bomba em um sistema, basta fazer a

interseção com a curva de NPSH requerido versus vazão, a qual indica a vazão de início da cavitação.

Figura 20: Curva do NPSH disponível e requerido x vazão e o ponto de vazão máxima para o efeito da cavitação ($Q_{\text{máx.}}$).



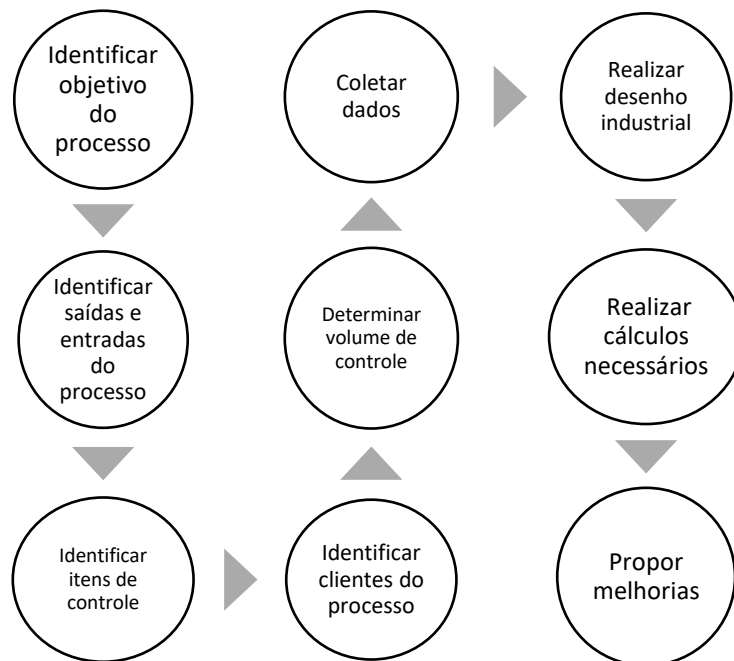
Fonte: Mattos e De Falco (1998).

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Mapeamento do processo

O estudo em questão foi realizado em uma Estação de CIP localizada em uma cervejaria no Maranhão, inicialmente foi observado qual o nível de complexidade de operação, qual tipo de sistema ela atende e as oportunidades de melhoria desse processo. Para o mapeamento do sistema de bombeamento da estação de CIP, realizou-se uma observação em campo de todo o processo de acordo com o fluxograma apresentado Figura 21.

Figura 21 – Passo a passo do mapeamento do sistema de bombeamento da estação de CIP



Fonte: O próprio autor (2021).

Todo o processo de identificação do sistema foi realizado em campo em que teve de ser avaliado alguns pontos como: os caminhos, as entradas e saídas e os acessórios das tubulações presentes na planta industrial, como também, qual equipamento seria realizada a limpeza. Devido à complexidade de uma planta real, foram levantadas algumas considerações para realização dos cálculos, como, por exemplo, a definição dos acessórios que seriam considerados; a trajetória que o fluido percorria desde a bomba até o aspersor do tanque a ser higienizado e a metragem de cada seção de tubulação, uma vez que esses parâmetros foram obtidos diretamente em campo e não com dados prévios.

Após identificação do tipo de estação de CIP em questão e entendimento do seu funcionamento, foi realizada a identificação do fluxo do processo, as entradas e saídas da limpeza realizada e qual o cliente que a sala CIP atende, definindo assim o volume de controle que será analisado. Também foi identificado os componentes essenciais de acompanhamento dos parâmetros de CIP, como as bombas de avanço e retorno; manômetros; termômetros e trocador de calor, além dos acessórios como válvulas, curvas e T's. Bem como as distâncias aproximadas de cada tubulação do volume de controle definido e qual tipo de tecnologia disponível.

Após o mapeamento em campo, foi realizado um desenho industrial do processo através do software AutoCAD apontando os principais pontos levantados para o estudo.

4.2 Aspensor

O aspensor foco do presente trabalho foi o *spray ball* pois é o modelo utilizado no sistema em estudo. Seu princípio de funcionamento consiste em receber o detergente químico diretamente da tubulação conectada no sistema CIP, jateando para as paredes internas do tanque de acordo com a vazão fornecida pela bomba, através dos orifícios, fazendo com que o líquido escorra em cascata por ação da gravidade passando pelos componentes instalados dentro do tanque. Compreende-se que a higienização não é totalmente controlável, tendo dependência da pressão disponibilizada pela bomba de avanço e dos parâmetros efetivos dos detergentes químicos utilizados, sendo inadequados para limpezas de tanques que tem a presença de espuma ou de líquidos de alta viscosidade (TAMIME, 2008).

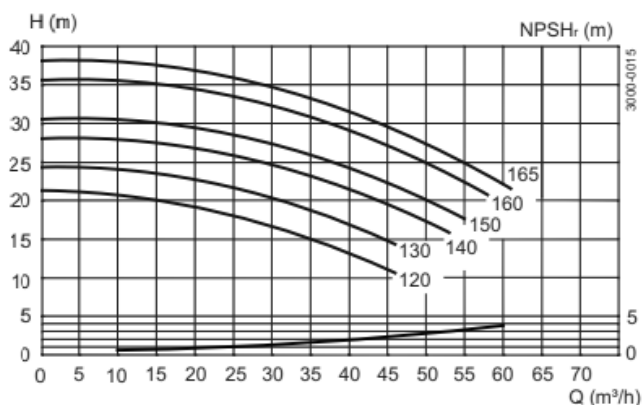
O tipo de *spray ball* utilizada é 360° da marca *GEA Tuchenhausen* em um tanque que opera numa faixa de pressão de 1 a 1,8 bar. Os dados do catálogo do fabricante que constam as especificações para avaliação da escolha do aspensor para o sistema estão descritos no Anexo 1.

4.3 Bomba

A bomba utilizada no sistema é bomba centrífuga do modelo LKH 20 da marca Alfa laval, em que o diâmetro do rotor é 150 mm. A curva característica utilizada está representada na Figura 22.

A partir dos dados coletados pela curva do fabricante, foi plotada a curva da bomba em que foi utilizada para encontrar o ponto de operação, como mostra a Figura 22.

Figura 22: Curva característica da bomba LKH 20 da marca Alfa laval.



Fonte: Alfa Laval (2010).

4.4 Avaliação qualitativa de material orgânico

A validação do nível de limpeza realizado foi quantificada utilizando a análise dos níveis de ATP (Adenosina Trifosfato), ou seja, a principal molécula transportadora de energia dos seres vivos, para detectar a presença de material orgânico (contaminação microbiológica) presente na água de enxágue final do CIP. A análise foi realizada através de um Luminômetro do modelo *Clean-trace LX25* e de um *swab* do modelo *Clean-trace teste Water-Plus* (Figura 23), ambos da marca 3M, recomendados pelo fabricante para detecção de resíduos microbiológicos para amostras de água para o setor de bebidas.

Figura 23: Luminômetro e *Swab* pronto para uso para análise de ATP na água.



Fonte: 3M (2021)

Seu princípio de funcionamento, de acordo com o fabricante, consiste em coletar a água através do *swab*, e colocar para leitura no Luminômetro que, em alguns segundos apresentará o resultado de quantidade de unidade relativa de luz/cm² (RLU). A partir disso,

determinou-se qualitativamente se aquela água está contaminada, e, em consequência, se a limpeza foi efetiva. De acordo com Andrade (2008), valores de RLU abaixo de 150 são considerados dentro das condições higiênicas para uma indústria de alimentos.

4.5 Cálculos para curva do sistema

Utilizando a ferramenta Excel, utilizou-se as equações definidas no referencial teórico deste trabalho para encontrar os parâmetros de interesse para o sistema.

4.5.1 CÁLCULO DA VAZÃO REQUERIDA (ASPERSOR)

Para encontrar a vazão requerida pelo sistema utilizou-se a equação da vazão requerida pelo aspersor, como a spray ball utilizada é do tipo 360°, multiplicou-se a equação por 2.

$$Q_r = (D_T \times \pi \times F_S) \times 2$$

4.5.2 VERIFICAÇÃO DA VELOCIDADE E NÚMERO DE REYNOLDS

Após encontrar o valor da vazão requerida, verificou-se se a vazão é escoamento turbulento através do cálculo da velocidade do fluido e do número de Reynolds e, para números de $Re > 2300$, teremos escoamento turbulento.

Encontrou-se a velocidade do escoamento através da vazão e, em seguida, o valor do número de Reynolds para água à 25 °C, através das seguintes equações:

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

$$Re_{\text{água}, 25^\circ\text{C}} = \frac{DV\rho}{\mu}$$

4.5.3 CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA DE SUÇÇÃO

Pra simplificar, considerou-se apenas o tanque mais próximo da bomba como se a estação cip fosse a partir dele. Calculou-se o comprimento equivalente total de sucção, a

velocidade de sucção, a força de atrito e, finalmente, a perda de carga de sucção. Sabendo-se que, para joelhos e curvas de 45°, divide-se os valores da tabela de comprimento equivalente (Anexo 2) por 2 e no caso de 180°, multiplica-se por 2, temos:

$$L_s = L_{reto} + L_{eq}$$

Encontrou-se a rugosidade do material pelo diâmetro da tubulação, e, de posse do número de Reynolds, encontrou-se o fator de atrito através do diagrama de Moody, calculando assim a perda de carga de sucção. Calculando a rugosidade relativa através da divisão ε/D , ou seja, dividindo a rugosidade do material da tubulação pelo diâmetro interno, então, a perda de carga de sucção foi encontrada pela equação:

$$h_{fs} = f \frac{L_{ts} V_s^2}{D_s 2g}$$

Levando em consideração que os Tanques de solução têm 2 metros e a pressão crítica é quando estão na metade do seu volume total, ou seja, metade do volume está preenchendo todo o sistema (tubulações e camada de filme do tanque de fermentação) e a outra metade do volume exerce pressão como coluna de líquido, correspondendo à 1 m de líquido, a altura manométrica de sucção é:

$$H_s = \frac{\cancel{\rho g} Z}{\rho g} + Z_s - h_{fs} = Z + Z_s - h_{fs}$$

4.5.4 CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA DE DESCARGA

Utilizando a mesma metodologia de cálculo da linha de sucção para a linha de descarga, encontrou-se o comprimento equivalente total por:

$$L_d = L_{reto} + L_{eq}$$

Sabendo que diâmetro de sucção e descarga e o fator de atrito são iguais, aplicou-se a equação da perda de carga de descarga:

$$h_{fd} = f \frac{L_{td} V_d^2}{D_d 2g}$$

A altura manométrica de descarga foi encontrada por:

$$H_d = \frac{\rho g Z}{\rho g} + Z_d - h_{fd}$$

4.5.5 CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL

A partir dos valores encontrados para a altura manométrica de sucção e de descarga, encontrou-se a altura manométrica total:

$$H = H_d - H_s$$

4.6 Determinação da curva do sistema

A curva do sistema é a curva que mostra a variação da altura manométrica total com a vazão, logo:

$$H = \underbrace{\frac{(P_d - P_s)}{\gamma} + (Z_d - Z_s)}_{\text{H estático}} + \underbrace{(h_{fd} + h_{fs})}_{\text{H fricção = f (Q)}}$$

Calculando o H estático para vazão zero, temos:

$$H_{\text{estático}} = \frac{(P_d - P_s)}{\gamma} + (Z_d - Z_s)$$

Após fixar valores de vazão, calculou-se o H de fricção, em que o H estático permanecerá constante. Com a equação de H de fricção, variou-se seis valores de vazão arbitrariamente definidos abaixo e acima da vazão requerida pelo sistema, e plotou-se a curva do sistema.

$$H_{\text{fricção}} = h_{fd} + h_{fs} = f \frac{(L_{ts} + L_{td}) V^2}{D 2g}$$

4.7 Cálculo do NPSH disponível

Para evitar cavitação $NPSH_{disponível} > NPSH_{requerido}$ (curva do fabricante), logo, encontrou-se que o valor de $NPSH_d$.

$$NPSH_{disponível} = H_s + \frac{P_a - P_v}{\gamma}$$

Para a curva de $NPSH_r$ versus $NPSH_d$, utilizou-se os mesmos valores de vazão fixadas para a curva do sistema, variando, conseqüentemente, a altura manométrica de sucção.

4.8 Cálculo do NPSH requerido

Com a curva oferecida pelo fabricante da bomba Alfa laval LKH 20, plotou-se a curva de $NPSH_r$ de forma que esta deve ser plotada junto com a curva de $NPSH_d$ com a margem de segurança de 0,6 metro de coluna de líquido.

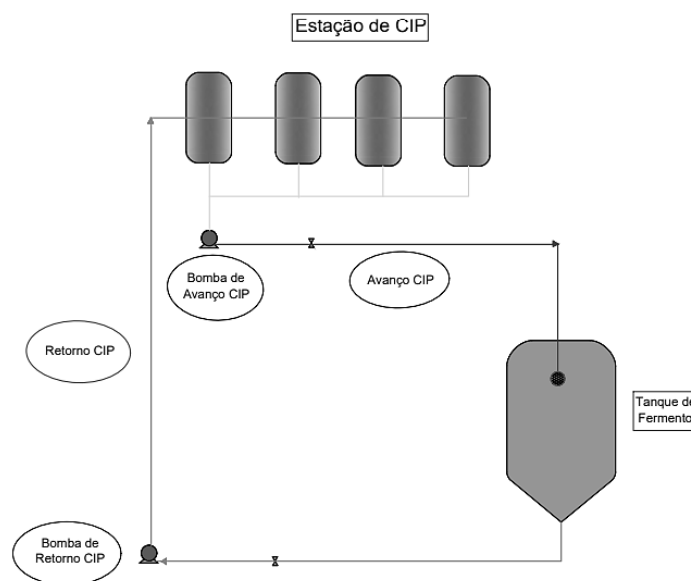
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Mapeamento de processos

Após a observação em campo, pôde-se constatar que o sistema CIP do estudo é composto por quatro tanques de solução, sendo utilizados para armazenamento de detergentes alcalino e ácido, solução sanitizante e água recuperada, sendo um sistema de recuperação total. O sistema não é automatizado.

Além disso, o sistema possui uma bomba centrífuga que é responsável pelo bombeamento de cada solução para um tanque de fermentação que possui um aspersor do tipo *spray ball*. Recebendo as soluções de limpeza em seu interior. Cada solução, a cada etapa, é retornada pela tubulação de fundo até o sistema CIP novamente, com o auxílio de uma bomba de retorno. Um esquema simplificado de todo o circuito fechado pode ser observado na Figura 24.

Figura 24: Esquema simplificado do circuito fechado da Estação de CIP.

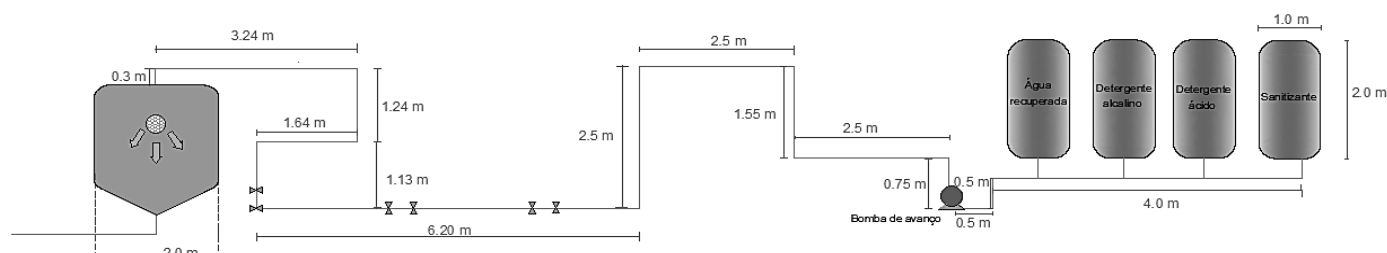


Fonte: O próprio autor (2021).

Foi observado que o circuito de CIP, apesar de ser curto, possui muitos acidentes. Isso acontece porque as tubulações de envio seguem o formato da construção da planta, e, provavelmente, foram sendo modificadas conforme necessidades de manutenções ou acréscimo de equipamentos novos ao longo dos anos. Diante as observações, foram realizadas medições

e feitas as considerações dos itens que serão estudados no circuito, como mostra a Figura 25, também representado em maior dimensão no Apêndice A.

Figura 25: Esquema do sistema de bombeio da Estação de CIP.



Fonte: O próprio autor (2021).

O processo CIP acontece em 5 etapas com duração total de 80 minutos com a bomba de avanço e retorno em funcionamento simultâneo e com o spray ball aberto. Como o sistema não é controlado por nenhum dispositivo computacional, é necessário que o operador monte o circuito e acione as válvulas a cada etapa.

Na primeira etapa acontece o pré-enxágue, em que é utilizada a água recuperada da etapa final de um CIP anterior que fica armazenada no tanque de água recuperada. Essa fase dura 5 minutos e tem função de empurrar de resíduos grosseiros do fermento aderido às paredes do tanque, tubulações e válvulas. Uma observação importante é que o fermento que foi drenado do sistema estava na fase líquida com alta carga orgânica e possível formação de espuma.

Após circulação da água recuperada e sua drenagem para o ralo, a etapa seguinte é a limpeza alcalina. Esta é responsável pela retirada de toda a sujidade orgânica, sendo considerada por Tamime (2008) a etapa principal da limpeza, pois é o momento em que se garante o tempo de contato e a ação química. Essa etapa pode variar de 15 minutos a 1 hora, dependendo das características do sistema. Nesse caso, a limpeza com soda cáustica tem duração de 40 minutos sendo jateada pelo spray ball nas paredes do tanque e retornada e armazenada para o tanque de solução alcalina após esse tempo.

Finalizando a recirculação da soda cáustica, o enxágue intermediário com água retira os resíduos de químico durando 5 minutos com drenagem da água. Em seguida, inicia-se a etapa da sanitização, ou também chamada de desinfecção. Esta é responsável por eliminar qualquer presença de microorganismos, já que a soda cáustica não possui esse papel durante sua operação. Esse processo é realizado com ácido peracético a baixa concentração com duração

de 20 minutos. Por fim, após o sanitizante ser retornado para o tanque de solução, ocorre o enxágue final com água limpa por 10 minutos, afim de eliminar os resíduos de sanitizante e de qualquer químico que ainda possa estar aderido nas paredes internas, retornando para o tanque de água recuperada. As etapas estão descritas na Tabela 2, considerando que o CIP é realizado a frio, portanto a temperatura é ambiente.

Tabela 2: Etapas do processo CIP

Etapa	Solução	Concentração (%)	Temperatura (°C)	Duração (min)
Pré-enxágue	Água recuperada	-	25	5
Limpeza alcalina	Soda cáustica	4	25	40
Enxágue intermediário	Água limpa	-	25	5
Sanitização	Ácido peracético	0,10	25	20
Enxágue final	Água limpa	-	25	10

Fonte: O próprio autor (2021).

5.2 Considerações para cálculos

Para simplificação dos cálculos, foram definidas algumas considerações, de modo que também atendesse o mais próximo das necessidades do sistema. Primeiramente, a saber, o sistema CIP deve higienizar todo o circuito da tubulação de envio e o tanque de fermentação através do aspersor do tipo *spray ball* por um sistema de tubulação que não é extenso, mas tem muitos acidentes, o que faz com que as perdas de carga localizadas também sejam consideráveis.

Considera-se que o escoamento é permanente e turbulento, ou seja, os valores de velocidade e pressão flutuam em torno de uma média constante e, também incompressível, ou seja, não há variações de volume no sistema e a massa específica é constante. Será considerado como o fluido de bombeio, em todos os cálculos, como água à temperatura ambiente (25°C (CIP a frio); ρ (kg/m³) = 997,0 e μ (kg/m.s) = 0,891x10⁻³), considerando-se que maior parte do processo é realizado por esse fluido e que os produtos químicos são diluídos.

O material a ser utilizado em todo o sistema é: aço inox ASI 316; rugosidade $\varepsilon = 0,5$ μ m. (APERAM, 2015) com a linha de sucção de aproximadamente 5 metros e a linha de descarga tem aproximadamente 23,55 metros.

Os acidentes mapeados em campo são: 11 válvulas borboleta; 16 curvas 90° (raio longo); 2 Passagem saída de lado; 1 curva 180° rosqueada; 4 passagens diretas; 1 saída de lado

e 6 joelhos 90°, conforme descritos detalhadamente nas Tabelas 3 e 4. Ao total foram enumerados 40 acessórios em todo o sistema de bombeamento em estudo. Não foi considerada nos cálculos a perda de carga do aspersor pela falta de informações do mesmo.

O fator de sujidade da tubulação é considerado alto devido à alta carga orgânica do fermento utilizado no tanque ($F_s = 32 \text{ L/m.min}$) e o fator de atrito foi considerado como o fator de atrito de escoamento turbulento completamente desenvolvido em um tubo circular, visto que, em todo o circuito desde o sistema CIP até chegar nos tanques prevê-se essa condição. Os dados utilizados nos cálculos utilizados para o fluido e para o sistema estão descritos detalhadamente no Apêndice B.

A tubulação em toda sua extensão tem 3" de diâmetro o que equivale à 0,0762 metros e a sala CIP tem 4 tanques de 2 metros de altura e 1 metro de diâmetro (cada tanque com um tipo de fluido), porém nem todos foram utilizados durante o processo de limpeza, atendendo a necessidade do processo. A pressão do tanque a ser higienizado, o tanque de fermentação, foi considerada como 1,8 bar (tanque pressurizado) com um spray ball de 360° do fabricante GEA Tuchenhausen.

5.3 Cálculo da vazão requerida (aspersor)

Os cálculos realizados estão descritos detalhadamente no Apêndice C. A princípio, encontrou-se a vazão requerida pelo aspersor realizou-se o cálculo a partir do diâmetro do tanque e o fator de sujidade. É importante ressaltar que essa vazão é importante para que a limpeza seja efetiva, portanto foi considerada como a mínima requerida pelo sistema, devendo ser maior ou igual à 24,11 m³/h ou 1,53 m³/s encontrada a partir da Equação 1. Essa vazão de trabalho deve fornecer um escoamento turbulento, portanto houve a necessidade de calcular o número de Reynolds.

Tabela 3: Acessórios da linha de sucção

nº	Tipo	Comprimento equivalente (m)
LINHA DE SUCCÃO		
1	válvula borboleta 3"	3,66
2	Passagem saída de lado	6,1
3	válvula borboleta 3"	3,66
4	curva 1 90° R = 10D	3,05
5	curva 2 90° R = 10D	3,05

Fonte: O próprio autor (2021).

Tabela 4: Acessórios da linha de descarga

n°	Tipo	Comprimento equivalente (m)
LINHA DE DESCARGA		
6	curva 3 90° R = 10D	3,05
7	válvula borboleta 3"	3,66
8	curva 180° rosqueada R = 5D	3,36
9	válvula borboleta 3"	3,66
10	curva 4 90° R = 10D	3,05
11	curva 5 90° R = 10D	3,05
12	válvula borboleta 3"	3,66
13	curva 6 90° R = 10D	3,05
14	curva 7 90° R = 10D	3,05
15	curva 8 90° R = 10D	3,05
16	curva 9 90° R = 10D	3,05
17	Passagem direta	2,13
18	Passagem direta	2,13
19	Passagem direta	2,13
20	Passagem direta	2,13
21	Passagem saída de lado	6,1
22	curva 10 90° R = 10D	3,05
23	válvula borboleta 3"	3,66
24	joelho 1 (90 °) conexão 1 R = 1,5D	2,13
25	joelho 2 (90 °) conexão 1 R = 1,5D	2,13
26	válvula borboleta 3"	3,66
27	curva 11 90° R = 10D	3,05
28	válvula borboleta 3"	3,66
29	joelho 1 (90 °) conexão 2 R = 1,5D	2,13
30	joelho 2 (90 °) conexão 2 R = 1,5D	2,13
31	válvula borboleta 3"	3,66
32	curva 12 90° R = 10D	3,05
33	válvula borboleta 3"	3,66
34	joelho 1 (90 °) conexão 3 R = 1,5D	2,13
35	joelho 2 (90 °) conexão 3 R = 1,5D	2,13
36	válvula borboleta 3"	3,66
37	curva 13 90° R = 10D	3,05
38	curva 14 90° R = 10D	3,05
39	curva 15 90° R = 10D	3,05
40	curva 16 90° R = 10D	3,05

Fonte: O próprio autor (2021).

Para verificação se a vazão requerida pelo sistema fornece um escoamento turbulento, calculou-se o número de Reynolds utilizando o valor de vazão como $0,007 \text{ m}^3/\text{s}$ e diâmetro interno da tubulação $0,0762 \text{ m}$, encontrando um número de Reynolds igual $1,162 \times 10^5$. Portanto, essa vazão fornece um escoamento turbulento, pois $Re > 2300$.

5.4 Cálculo da altura manométrica total

A altura manométrica total é encontrada somando a altura manométrica de sucção e a altura manométrica de descarga. Encontrando a rugosidade relativa igual à $6,693 \times 10^{-6}$ e o número de Reynolds igual à $1,162 \times 10^5$ através do Diagrama de Moody encontrou-se o fator de atrito igual a $0,0178$. Conforme observado nas considerações, podemos utilizar os valores da Tabela 5 para a sucção e descarga, em que V é a velocidade do fluido e D é o diâmetro interno da tubulação.

Tabela 5: Dados para sucção e descarga.

$V \text{ (m/s)}$	$D \text{ (m)}$	f	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$
1,53	0,0762	0,0178	997

Fonte: O próprio autor (2021).

Obteve-se os valores de altura manométrica (H) para sucção e descarga através do somatório do comprimento equivalente reto e dos acessórios e do cálculo da perda de carga. Como mostram as Tabela 5 e 6, temos como acessórios na linha de sucção duas válvulas borboleta de 3 polegadas, duas curvas de 90° e uma passagem de saída de lado e, na linha de descarga temos oito válvulas borboleta de 3 polegadas, quatorze curvas de 90° , uma curva de 180° , quatro passagens diretas, uma passagem saída de lado e seis joelhos de 90° .

O comprimento equivalente dos acessórios foi obtido a partir das tabelas de Mattos e De Falco (1998) descritas no Anexo 2. Para encontrar o comprimento equivalente da curva de 180° , os autores indicam que se deve multiplicar os valores de comprimento equivalente descritos para curva de 90° por dois. Pra simplificar, ao calcular a altura manométrica de sucção considerou-se apenas o tanque mais próximo da bomba. Os resultados estão descritos na Tabela 6.

Nesse caso, a altura manométrica total, ou seja, o *head* requerido pelo sistema é a soma da altura manométrica de sucção e de descarga. Portanto, a bomba de avanço deve fornecer um *head* mínimo de 16,46 m e vazão mínima de 24,11 m³/h.

Tabela 6: Parâmetros para altura manométrica de sucção e descarga.

	Lreto (m)	Leq (m)	Ltotal (m)	Z	hf (m)	H (m)
Sucção	5	19,52	24,52	0,5	0,68	0,82
Descarga	23,55	106,4	129,95	2,5	3,62	17,28

Fonte: O próprio autor (2021).

5.5 Determinação da curva do sistema

De posse do valor mínimo que a bomba deve atender, ao passar por todo o comprimento da tubulação e perder energia nos acessórios, devemos encontrar o ponto de trabalho entre o sistema e o quanto a bomba fornece. Para isso, foi encontrada a curva do sistema em função da variação da altura manométrica total e a vazão.

Primeiramente, encontrou-se o valor do H estático, ou seja, para altura manométrica com vazão igual a zero, encontrando o valor de 10,18 metros. Sendo assim, utilizando a abordagem de Mattos e De Falco (1998), fixou-se arbitrariamente seis valores de vazão entre eles zero e a vazão necessária pelo sistema, como também, dois valores de vazão inferiores e dois valores superiores à vazão pretendida para operação.

Os cálculos estão descritos detalhadamente na metodologia deste trabalho e os resultados encontrados estão descritos na Tabela 7.

Tabela 7: Valores de altura manométrica total (*Head*) para cada vazão fixada.

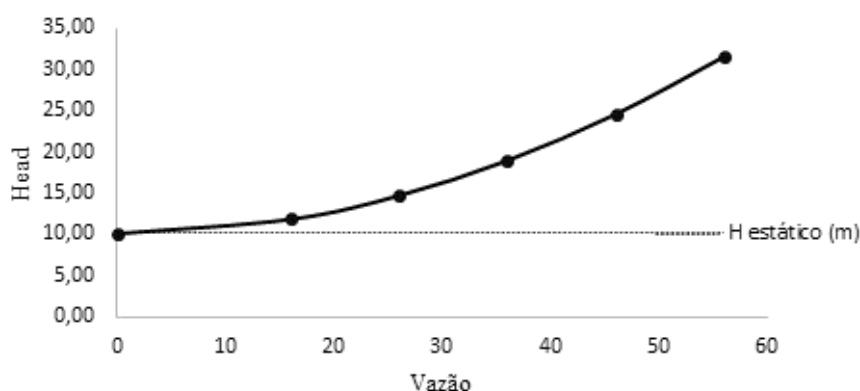
Vazão (m³/h)	Velocidade (m/s)	Re	fator de atrito	H fricção (m)	Head (m)
0	0,00	0,00	-	0,00	10,18
16	0,98	7,41 x 10 ⁴	0,034	1,75	11,93
26	1,58	1,20 x 10 ⁵	0,0176	4,62	14,80
36	2,19	1,67 x 10 ⁵	0,017	8,86	19,04
46	2,80	2,13 x 10 ⁵	0,016	14,46	24,64
56	3,41	2,59 x 10 ⁵	0,0154	21,43	31,61

Fonte: O próprio autor (2021).

É possível perceber que o fator de atrito praticamente não influenciou no comportamento da curva do sistema caso tivesse sido mantida constante ao valor de 0,0178. Podemos considerar então que o sistema opera em escoamento altamente turbulento e a variação do fator de atrito com o número de Reynolds será muito pequena. Após obtenção dos dados necessários para encontrar o *head*, determinou-se a curva do sistema utilizando os valores de vazão, como mostra a Figura 26.

Nota-se que a curva do sistema apresenta comportamento crescente à medida que se aumenta a vazão mostrando a necessidade de maior turbulência à medida que também se aumenta a altura manométrica do sistema, afetando diretamente na escolha da bomba ideal. O H estático permanece constante pois não depende da vazão.

Figura 26: Curva do sistema.



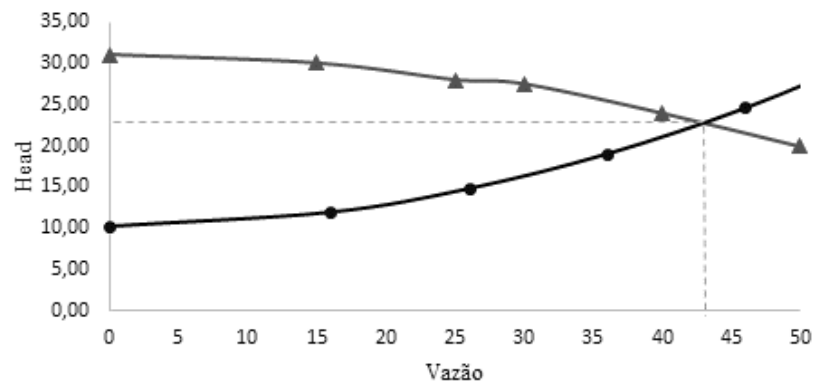
Fonte: O próprio autor (2021).

5.6 Ponto de operação

Alocando a curva da bomba oferecida pelo fabricante Alfa laval (modelo LKH 20, diâmetro do rotor 150 mm) para o mesmo gráfico da curva do sistema (Figura 27), encontramos o ponto de interseção que é denominado o ponto de operação ou o ponto normal de trabalho da bomba. É importante ressaltar que a bomba está com pouco tempo de uso, não considerando as possíveis alterações da curva da bomba ao longo do tempo.

Observa-se que o ponto de operação da bomba é aproximadamente com um *head* igual a 24 m e a vazão de aproximadamente 43 m³/h, ou seja, bem acima da vazão requerida pelo aspersor, levando-nos a concluir que a bomba está superdimensionada.

Figura 27: Ponto de operação de trabalho.



Fonte: O próprio autor (2021).

5.7 Cálculo do NPSH disponível

Com o objetivo de analisar se a bomba está operando sob o fenômeno da cavitação, utilizou-se a abordagem em que se considera que a cavitação tem origem na entrada do impelidor. Essa análise torna-se importante uma vez que, segundo Mattos e De Falco (1998), uma bomba centrífuga instalada em um sistema com cavitação em determinada vazão, suas curvas características fogem do comportamento normal.

Além de determinar a confiabilidade da curva característica e a presença ou não da cavitação, também foi determinada a vazão que a bomba está operando é a vazão máxima da bomba para início da cavitação, ou seja, o ponto de interseção entre as curvas de NPSH disponível e do NPSH requerido pela bomba. Para isso, primeiramente encontrou-se o NPSH disponível pelo sistema utilizando o valor de altura manométrica de sucção e as propriedades da água à temperatura de 25 °C. O valor encontrado foi de 10,85 metros, ou seja, o NPSH requerido pela bomba deve ser menor que esse valor. Também foram calculados os $NPSH_d$ para as vazões fixadas da Tabela 8.

Como mostra a Tabela 8, à medida que se aumenta a vazão, a perda de carga de sucção também aumenta, porém, a altura manométrica de sucção decresce. Conforme ilustrado na Figura 28, a curva decrescente de NPSH disponível está relacionada com as perdas de carga.

Para avaliação das condições de cavitação, utilizou-se os os valores de NPSH requerido da curva do fabricante Alfa laval conforme mostra Tabela 8 e 9. O NPSH disponível deve ser maior que o requerido pela bomba, portanto, Mattos e De Falco afirmam que deve haver uma margem de segurança de $NPSH_r + 0,6$ metros de líquido, sendo, portanto, abordagem

utilizada para análise. Ao encontrar os valores de $NPSH_r$, pôde-se perceber que o termo $(P_s+P_a-P_v/\rho g)+Z_s$ apresenta valor constante igual a 11,55 metros.

Tabela 8: Valores de NPSH disponível para vazões fixadas

Q (m^3/h)	V (m/s)	h_{fs} (m)	H_s (m)	$NPSH_d$
0	0,00	0,00	1,50	11,50
16	0,98	0,28	1,22	11,22
26	1,58	0,74	0,76	10,76
36	2,19	1,42	0,08	10,08
46	2,80	2,32	-0,82	9,18
56	3,41	3,44	-1,94	8,06

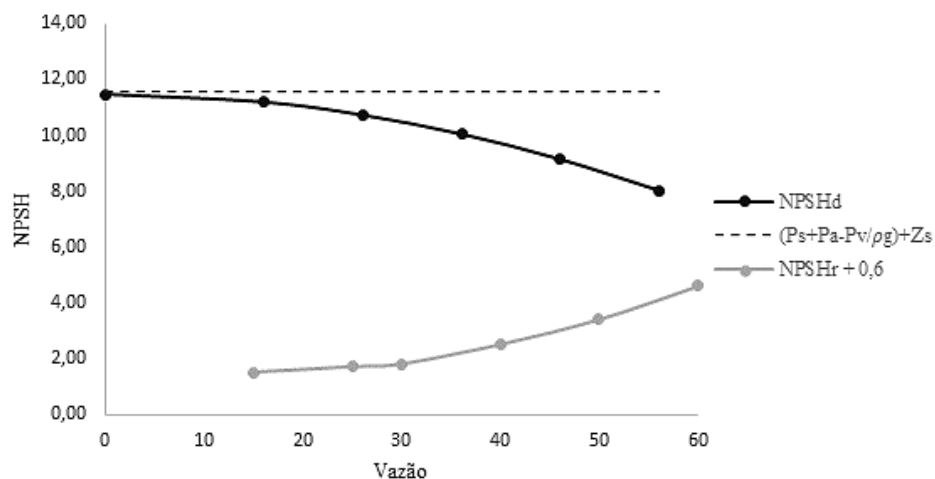
Fonte: O próprio autor (2021).

Tabela 9: Valores para NPSH requerido (curva do fabricante)

Q (m^3/h)	$NPSH_r$ (m)	$NPSH_r + 0,6$ (m)
15	0,90	1,50
25	1,10	1,70
30	1,20	1,80
40	1,90	2,50
50	2,80	3,40
60	4,00	4,60

Fonte: O próprio autor (2021).

Figura 28: Curvas de NPSH disponível e requerido versus vazão.



Fonte: O próprio autor (2021).

Assim, plotando a curva de NPSH disponível no mesmo gráfico da curva de NPSH requerido nota-se que elas não se cruzam (Figura 28), não havendo ainda, nessas condições, o ponto de interseção de vazão máxima que corresponde o início da cavitação. Isso nos mostra que o sistema opera sem o fenômeno da cavitação, não havendo queda nas curvas características.

5.8 Avaliação qualitativa de material orgânico

Com o auxílio do Luminômetro modelo *Clean-trace* LX25 da marca 3M, realizou-se análise qualitativa da água de enxágue final de cinco processos diferentes de CIP a fim avaliar o impacto da eficiência da limpeza para o sistema em questão. Como mostra a Tabela 12, os resultados encontrados foram satisfatórios pois todos valores foram abaixo de 150 RLU, conforme definido na metodologia, levando-nos a confirmar que, apesar da vazão da bomba estar acima da esperada, a limpeza está sendo eficiente.

Tabela 10: Resultados de RLU (Unidades Relativas de Luz) para água de enxágue final

Amostra	RLU	Contaminação
1	12	ausente
2	59	ausente
3	85	ausente
4	22	ausente
5	50	ausente

Fonte: O próprio autor (2021).

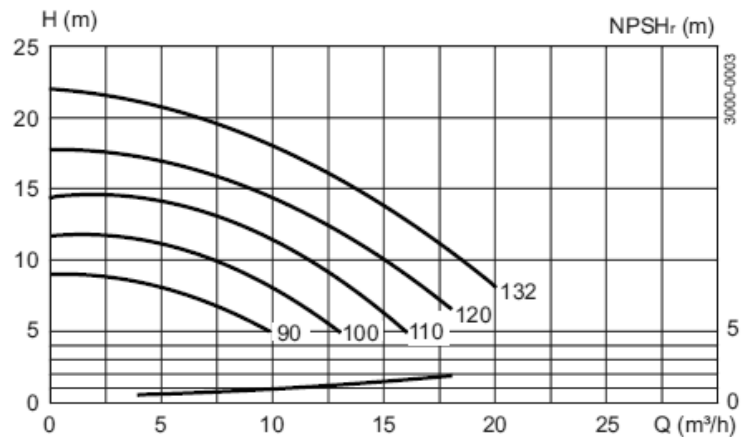
5.9 Proposta de melhoria

Embora se tenha uma limpeza eficiente nas condições atuais do sistema, é possível alcançar os mesmos resultados com menores custos energéticos e menor consumo de água, tendo em vista que esses indicadores afetam diretamente no desempenho da fábrica. Sendo assim, mantendo as premissas de que, mantendo o sistema em funcionamento com a vazão mínima esperada pelo aspersor mantém-se também os resultados esperados para a limpeza eficiente, é possível propor melhorias para redução dos gastos energéticos através da bomba e do tipo de aspersor.

5.9.1 BOMBA

Embora o sistema apresente um grande número de acessórios aumentando a perda de carga localizada para o bombeamento, a bomba utilizada no sistema de CIP da cervejaria está acima do necessário. Isso pode causar custos de energia desnecessários para a fábrica. Além disso, pode ocasionar falhas na recirculação dos químicos através da bomba de retorno, caso esta apresente menor vazão de operação, acumulando soluções no fundo do tanque e reduzindo o tempo normal de limpeza. Consultando o catálogo do fabricante Alfa laval, temos duas opções de bombas menores que a utilizada: LKH 5 e LKH 10. Analisando o modelo LKH 5 (Figura 29), no maior diâmetro do rotor (132 mm), as curvas não chegam a alcançar a vazão mínima requerida pelo sistema.

Figura 29: Curva característica da bomba LKH 5 da marca Alfa laval.

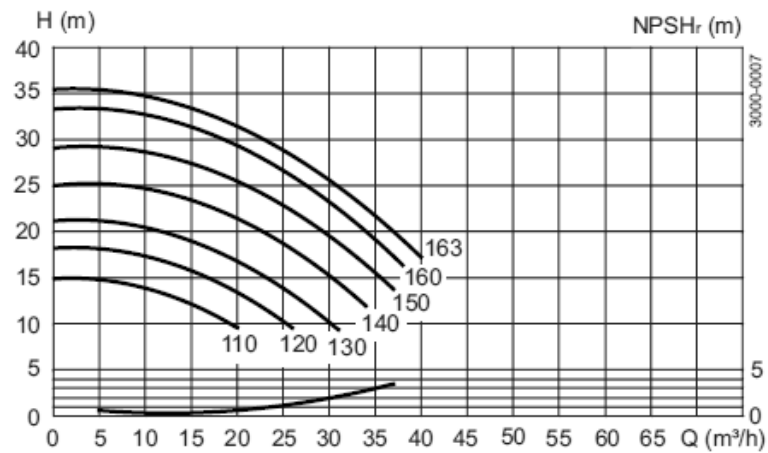


Fonte: Alfa laval (2010)

Nesse caso, será levado em consideração uma margem de segurança de 10% devido à grande quantidade de perdas localizadas, logo, seria necessária uma vazão mínima para a bomba de 26,5 m³/h, o que não atende o esperado. Essa margem de segurança foi utilizada no estudo para a seleção da bomba em uma cervejaria por Palhota (2015).

Avaliando a bomba do modelo LKH 10 da Alfa laval (Figura 30), nota-se que para o diâmetro do rotor de 150 mm (o mesmo da bomba utilizada no sistema CIP em estudo), é possível alcançar a vazão mínima esperada.

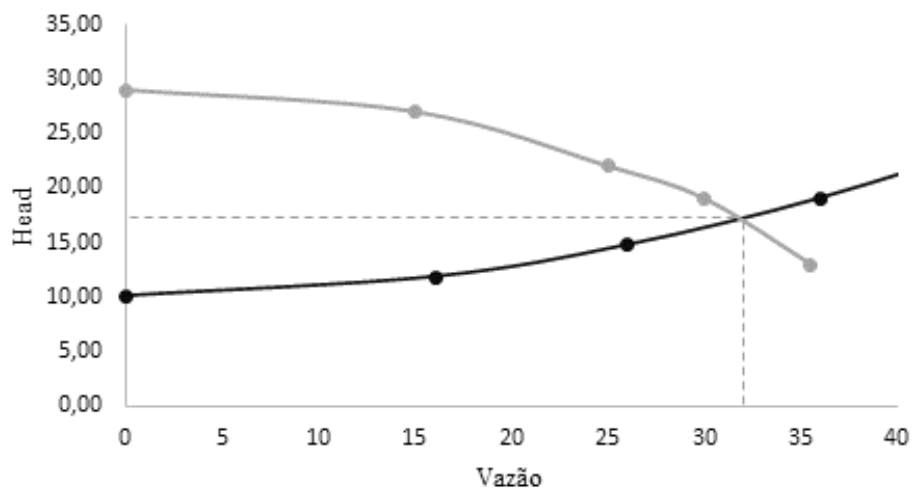
Figura 30: Curva característica da bomba LKH 10 da marca Alfa laval



Fonte: Alfa laval (2010)

Encontrando o ponto de operação, a bomba trabalha a uma vazão de aproximadamente 32,5 m³/h e um *head* de aproximadamente 17,5 m, mais próximo da vazão mínima requerida pelo sistema como mostra a Figura 31. Com a vazão da bomba de avanço mais próxima do esperado, evita-se que a vazão de retorno seja maior evitando a formação de “piscina” no interior do tanque.

Figura 31: Ponto de operação da bomba LKH 10 para o sistema em estudo



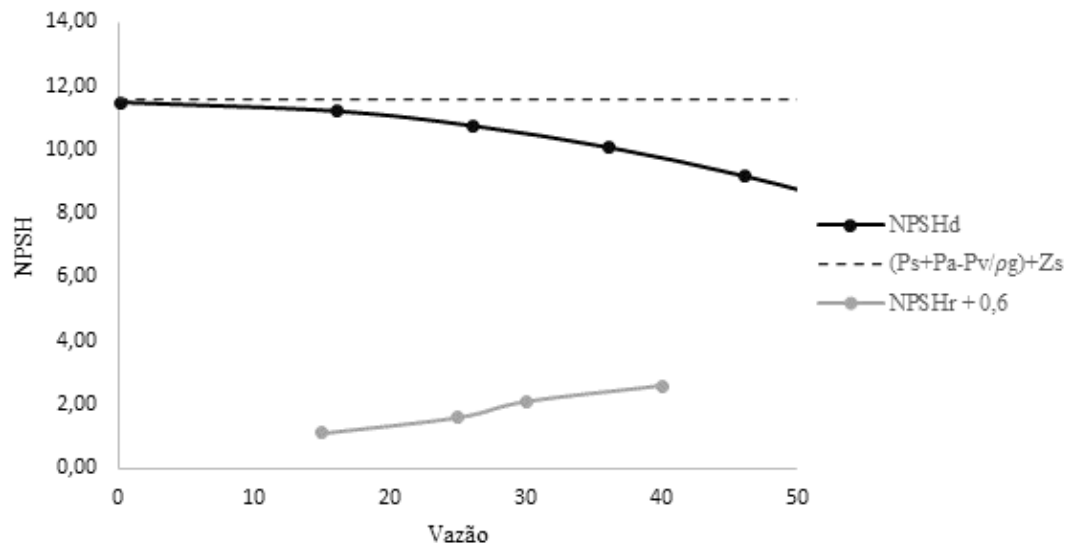
Fonte: O próprio autor (2021).

Para evitar o risco de escolher uma bomba que esteja operando a uma vazão máxima para a formação de cavitação, avaliou-se também se o seu NPSH requerido é menor que o

NPSH disponível. Como mostra a Figura 32, as curvas não se cruzam, portanto, a bomba estará operando em condições favoráveis para que não ocorra o fenômeno da cavitação.

A troca pela da bomba LKH 10 da Alfa laval torna-se vantajoso quando se aponta também que, em vazões excessivas de operação, o desempenho do aspensor também é afetado.

Figura 32: NPSH_d versus NPSH_r para a bomba LKH 10 da Alfa laval.



Fonte: O próprio autor (2021).

Fazendo uma análise comparativa de valores fornecidos pela empresa Alfa laval (2021), podemos avaliar a redução de custo de compra por uma bomba de valor de vazão mais próximo de exigido, como mostra a Tabela 13.

Tabela 11: Média de valores para modelos de bombas centrífugas

Modelo	Média de preço
LKH 10	R\$ 20 000,00 a R\$ 25 000,00
LKH 20	R\$ 10 000,00 a R\$ 12 000,00

Fonte: Alfa laval (2021)


Diante disso, é possível observar a importância do estudo do atendimento de vazão da bomba em relação à exigida pelo sistema, levando-nos a crer que a cervejaria teria uma economia de aproximadamente 10 mil reais no momento da compra e, principalmente, uma redução no consumo energético do processo em função do uso de uma bomba de menor potência.

5.9.2 ASPERSOR

Para a escolha do aspersor ideal de acordo com o catálogo do fabricante (Anexo 1), considera-se a pressão de trabalho, o diâmetro de limpeza do tanque e a vazão mínima exigida pelo sistema. Com base nestes dados o aspersor do tipo spray ball 360° nas condições do sistema em questão para diâmetro de limpeza igual a 2 metros, pressão de trabalho 1,8 bar e vazão mínima requerida de 24,11 m³/h não atenderia as exigências do sistema, havendo a possibilidade de não ser, portanto, o ideal para a limpeza.

Porém, diante os resultados qualitativos de material orgânico, concluiu-se que o aspersor utilizado não interfere na eficiência da limpeza, ou seja, retirando todos os resíduos orgânicos das paredes internas em um processo CIP. Porém, como mostra experimento realizado pela empresa Alfa laval (2018), o aspersor do tipo *spray ball* impacta diretamente no consumo de água, tempo de limpeza e, em consequência disso, no consumo de energia. Realizando a consulta no catálogo de aspersores Gea Tuchenhausen, encontrou-se o modelo de aspersor rotativo “*toftjorg*” que trabalha a pressões acima de 1,8 bar e fornece uma vazão de trabalho na faixa esperada, com pressão recomendada de 4 a 8 bar (Figura 33).

Figura 33: Especificações para aspersor rotativo “*toftjorg*”

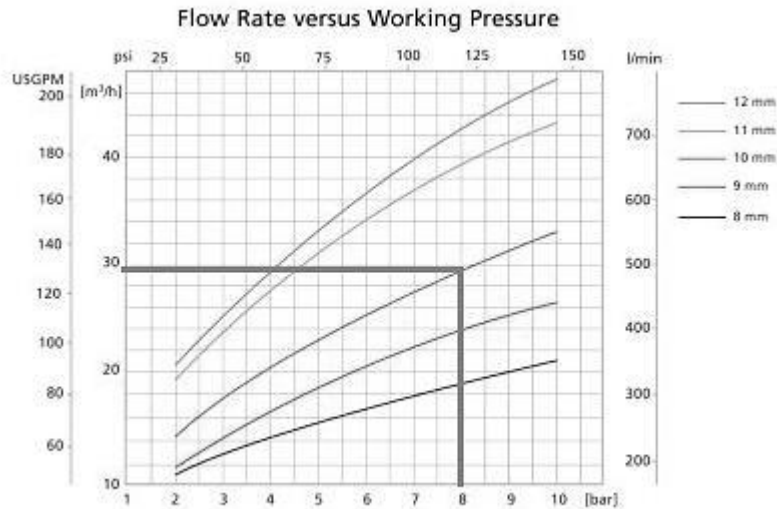
GEA Breconcherry		
Orbital cleaner - Tornado 4		
	Working pressure:	2 - 10 bar / (29 - 145 psi)
	Recommended pressure:	4 - 8 bar (58 - 145 psi)
	Cleaning diameter:	max. 33 m (108 ft)
	Flow rate:	10.9 - 47.4 m ³ /h (181 - 790 l/min / 47.8 - 208.7 USgpm)
	Spray angle:	360°
	Operating temperature:	max. 95 °C (203 °F)
	Ambient temperature:	max. 140 °C (284 °F), 30 min
	Insertion opening:	min. Ø 250 mm (9.84 in)
	Materials:	stainless steel 316L (1.4404), C-PTFE or PTFE
	Weight:	approx. 4.6 kg (10.1 lbs)
Preferred mounting position:	any	

Fonte: Gea Tuchenhausen (2014)

Para trabalhar no limite superior de 8 bar, a vazão de trabalho recomendada pelo fabricante é de aproximadamente 30 m³/h, para o mínimo possível requerido pelo sistema como mostra a Figura 34. Trabalhando a essas pressões, temos maior ação mecânica para realização da limpeza. Um estudo realizado por Forni (2007) de um projeto mecânico para um sistema de

higienização de CIP em uma indústria de café, também avalia os parâmetros de pressão do aspersor para encontrar a vazão necessária para a limpeza.

Figura 34: Vazão de trabalho recomendada pelo fabricante



Fonte: Gea Tuchenagen (2014)

Com a vazão mínima possível encontrada nas curvas de diâmetro dos bicos, encontrou-se que o diâmetro ideal seria o de 10 mm. Na tabela oferecida pelo fabricante na Figura 35, para bicos de 10 mm, a 8 bar, teríamos um tempo aproximado de ciclo de 5 minutos, reduzindo drasticamente etapas de limpeza alcalina e de sanitização e de enxágue, o que consequentemente trás os benefícios de redução de consumo energético, consumo de água e os tempos de paradas de produção.

Entretanto, os tempos necessários para cada atividade com o novo aspersor deve ser avaliado junto ao projeto da cervejaria e aos resultados microbiológicos resultantes de cada CIP. É importante ressaltar ainda que, a substituição do aspersor também pode provocar alterações na curva do sistema, sendo uma alternativa que precisa ser mais bem avaliada.

Figura 35: Tempo aproximado para os ciclos com o aspersor rotativo.

Approx. cycle times	Nozzles Ø				
	8 mm	9 mm	10 mm	11 mm	12 mm
4 bar	9 min 45 s	6 min 20 s	7 min 15 s	8 min 45 s	8 min 15 s
6 bar	7 min 30 s	5 min 15 s	5 min 15 s	7 min 15 s	6 min 30 s
8 bar	6 min 30 s	4 min 45 s	4 min 30 s	6 min 30 s	6 min 15 s
10 bar	5 min 45 s	4 min 30 s	4 min 15 s	5 min 30 s	5 min 30 s

Fonte: Gea Tuchenagen (2014)

6 CONCLUSÃO

No presente trabalho, observou-se que existem poucos estudos a respeito do sistema CIP, tendo sido um dos maiores desafios desse trabalho, por ser um ramo muito restrito ao uso no setor privado tanto para empresas que o utilizam, quanto para os fornecedores dos equipamentos específicos para esse tipo de processo.

Ao encontrarmos a vazão requerida pelo aspersor, encontrou-se que o sistema requer no mínimo um *head* de 16,46 m e vazão de 24,11 m³/h. De posse da curva do sistema e da curva característica da bomba utilizada na estação CIP do modelo LKH 20 da Alfa laval, foi realizada a interseção das duas curvas para determinar o ponto de operação da bomba, encontrando o valor de um *head* de 24 m e vazão de trabalho de aproximadamente 43 m³/h, valores acima do exigido pelo sistema.

Nota-se então que a bomba está superdimensionada, ou seja, ela está oferecendo mais vazão que o necessário pelo sistema, e isso pode ocasionar “piscinamento” dentro dos tanques caso a bomba de retorno não tenha a mesma eficiência que a bomba de avanço. Ao fazer a interseção da curva de NPSH disponível com a faixa de vazão para o sistema com a curva de NPSH requerida da bomba (curva do fabricante), foi possível perceber que a bomba não estava operando sob o fenômeno da cavitação.

As avaliações qualitativas de material orgânico presente na água de enxágue final após cinco CIPs diferentes através de um Luminômetro modelo *Clean-trace* LX25 da marca 3M com resultados da quantidade de ATP (Adenosina Trifostato), indicaram ausência de contaminação microbiológica, concluindo-se então que as condições de bombeamento superdimensionadas não estavam interferindo na eficiência de limpeza, embora essas condições possam levar a um maior consumo de energia.

Um spray ball (aspersor estático) pode gastar mais água e mais tempo para limpeza, levando em consideração que os tanques de fermentação possuem produto de alta carga orgânica. Como sugestão, a troca do aspersor spray ball por um cabeçote rotativo pode ser satisfatório quando se requer uma maior economia de água, pois seu ciclo total de limpeza é menor quando se compara com o spray ball. Porém, essa troca de aspersor deve ser avaliada com testes de tempos necessários para uma limpeza eficiente, disponibilidade da tecnologia para instalação do equipamento bem como a mudança da curva do sistema.

Em relação à bomba, a troca da bomba LKH 20 por uma LKH 10 poderia ser mais econômico para a empresa, pois a bomba LKH 10 apresenta menor valor no mercado (economia de aproximadamente 10 mil reais) e atende as especificações ideais para o sistema de

bombeamento com uma vazão de trabalho de aproximadamente 32,5 m³/h e um *head* de aproximadamente 17,5 m, sendo o ideal para o sistema CIP com uma margem de segurança de no mínimo 10%. Portanto, a avaliação do sistema de bombeamento desse sistema CIP foi satisfatória pois foi possível determinar os principais pontos de partida para futuras instalações e trocas de bombas e aspersores que serão utilizados na cervejaria, visando economias energéticas e maior eficiência da limpeza para evitar contaminações para a cerveja.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Segue, a seguir, sugestões para trabalhos futuros envolvendo o estudo sobre sistema CIP em uma cervejaria:

- 1) Avaliação do consumo energético do ponto de vista de energia elétrica para a bomba utilizada e a substituição de uma nova bomba;
- 2) Avaliação da implementação de automação no sistema, incluindo as necessidades para que se obtenha um sistema 100% automático;
- 3) Comparação da eficiência do CIP com o aspersor do tipo *spray ball* e o aspersor do tipo rotativo *toftjorg* em relação ao consumo de água e energia elétrica;
- 4) Avaliação do desempenho da bomba de retorno em comparação com a bomba de avanço e comparação das vazões de trabalho e avaliação da perda de carga do sistema de retorno.
- 5) Avaliação da curva do sistema com a troca de um aspersor *spray ball* para rotativo e o novo ponto de trabalho com a bomba utilizada.

REFERÊNCIAS

3M. 2021. **Luminômetro 3M Clean-Trace LX25**. Disponível em: <https://www.3m.com.br/3M/pt_BR/p/d/v100726383/>. Acesso em: 17 jul. 2021.

ALFA LAVAL. **Bombas centrífugas**. 2010. Disponível em: <<https://www.alfalaval.com.br/produtos/manuseio-de-fluidos/bombas/bombas-centrifugas/lkh-prime/>>. Acesso em: 20 jul. 2021.

ALFA LAVAL. **Prevent contamination with Alfa Laval tank cleaning technologies**. Disponível em: <<https://www.youtube.com/watch?v=IFaYgR4zlc>>. Acesso em 23 mai. 2021.

AMELARE, R. **Parâmetros de Controle: Fluxo Respiratório (V’)**. Disponível em: <<https://www.ventilacaomecanicafacil.com.br/2020/06/29/parametros-de-controle-fluxo-respiratorio-v/>>. Acesso em: 12 jul. 2021

ANDRADE, N. **Higiene na indústria de alimentos: avaliação e controle da adesão e formação de biofilmes bacterianos**. 1ª edição. São Paulo: Higiene Alimentar / Varela, 2008.

APERAM. **Aço inox: especificações técnicas**. 2015. Disponível em: <<https://brasil.aperam.com/wp-content/uploads/2015/11/A%C3%A7o-inox-especifica%C3%A7%C3%B5es-t%C3%A9cnicas.pdf>>. Acesso em 10 mai. 2021.

BANCO INTERAMERICANDO DE DESENVOLVIMENTO (BID). **Avaliação de Sistemas de Bombeamento: Manual de Manutenção**, p. 41. Primeira edição. Washington D.C., 2011.

BARBOSA, T. **Optimização do Sistema CIP**. 2010. 75 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto - FEUP, Porto, Portugal, 2010.

CARRERA, S. C. **Validação do processo CIP como ferramenta para melhorar a qualidade e produtividade: Estudo de caso em microcervejaria**. 2015. 108 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis – UFSC, 2015.

CARVALHO, D.; ZAMBIAZI, R. Avaliação do Processo Fermentativo de Cerveja Pilsen Pelo Uso de Diferentes Concentrações de *Saccharomyces Cerevisiae*. **Brazilian Journal of Food & Nutrition / Alimentos e Nutrição**, p 351-357. 7p., 2011. Disponível em: <<https://biblat.unam.mx/pt/revista/alimentos-e-nutricao/articulo/avaliacao-do-processo-fermentativo-de-cerveja-pilsen-pelo-uso-de-diferentes-concentracoes-de-saccharomyces-cerevisiae>>. Acesso em 17 fev. 2021.

ÇENGEL, Y.; CIMBALA, J. **Mecânica dos fluidos: Fundamentos e aplicações**. 3ª Edição. Porto Alegre: AMGH, 2015.

CENTRAL BREW. 2021. **Contaminação na cerveja: descubra o que pode prejudicar sua produção**. Disponível em: <<https://centralbrew.com.br/blog/contaminacao-na-cerveja-descubra-o-que-pode-prejudicar-sua-producao/>>. Acesso em 30 jul. 2021

CERVEJARIA CAPIM BRANCO. **Produção de puro malte: Produza sua cerveja.** Disponível em: <<http://cervejariacapimbranco.com.br/produza-sua-cerveja/>>. Acesso em: 12 jan. 2021.

CERVESIA; SINDICERV. 2011. **O mercado Cervejeiro Brasileiro Atual – Potencial de Crescimento.** Disponível em: <<https://www.cervesia.com.br/artigos-tecnicos/dados-estatisticos/581-o-mercado-cervejeiro-brasileiro-atual-%E2%80%93-potencial-de-crescimento.html>>. Acesso em 12 jan. 2021.

COUTO, R. **Sistema Cip Aplicado Na Higienização De Tanques De Preparação E Dosagem De Emulsificantes Numa Planta Alimentícia.** 45 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade de São Paulo – USP, Lorena, 2014.

CUNHA, I.; SILVA, P. **Módulo de Química - Determinação da dureza total e permanente de uma água de consumo.** Porto Alegre, 2014. Disponível em: <<https://web.fe.up.pt/~up201308548/>>. Acesso em 12 jan. 2021.

DIÁRIO OFICIAL DA UNIÃO. 2019. **Instrução Normativa Nº 65, De 10 De Dezembro De 2019.** Disponível em: <<https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/instrucao-normativa-n-65-de-10-de-dezembro-de-2019-232666262>>. Acesso em 30 jul. 2021.

FAN, M.; PHINNEY, D. M.; HELDMAN, D. R. **The impact of clean-in-place parameters on rinse water effectiveness and efficiency.** Journal of Food Engineering, 222, p. 276-283, 2018.

FILLIPO, G. **Gestão da energia: fundamentos e aplicações.** São Paulo: Érica, 2018.

FOOD CONECTION. 2020. **Manual de boas práticas de fabricação na indústria de alimentos e bebidas.** Disponível em: <<https://afrebras.org.br/noticias/manual-de-boas-praticas-de-fabricacao-na-industria-de-alimentos-e-bebidas/>>. Acesso em 30 jul. 2021.

FOOD SAFETY BRAZIL. 2020. **Biofilmes nas indústrias de alimentos: o que são e como se formam?** Disponível em: <<https://foodsafetybrazil.org/biofilmes-o-que-sao-e-como-se-formam/>>. Acesso em: 12 fev. 2021.

FORNI, R. **Projeto Mecânica do um Sistema de Higienização CIP.** 126 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Mecânica) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo – USP, São Paulo, 2007.

GEA TUCHENHAGEN. **GEA Breconcherry Cleaning Tchenology: Catalog 2014.** 2014. Disponível em: <<https://pdf.directindustry.com/pt/pdf-en/gea-tuchenhagen/cleaning-technology/29779-602476.html>>. Acesso em: 12 abr. 2021

GUIA DA ENGENHARIA. 2019. **Número de Reynolds: entenda tudo.** Disponível em: <<https://www.guiadaengenharia.com/numero-reynolds-entenda/>>. Acesso em 01 ago. 2021.

MACHADO, R.; DUTRA, A.; PINTO, M. **Boas Práticas de Fabricação (BPF).** Rio de Janeiro: Embrapa Agroindústria de Alimentos, 2015. Disponível em:

<<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/132846/1/DOC-120.pdf>>. Acesso em: 30 jul. 2021.

MATTOS, E.; DE FALCO, R. **Bombas industriais**. 2ª ed. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

MINISTÉRIO DA SAÚDE: Agência de Vigilância Sanitária. **RESOLUÇÃO - RDC Nº 47, DE 25 DE OUTUBRO DE 2013**. Disponível em: <http://bvsmis.saude.gov.br/bvs/saudelegis/anvisa/2013/rdc0047_25_10_2013.html>. Acesso em: 17 fev. 2021.

MIROMI. 2019. **Círculo de Sinner**. Disponível em: <<https://www.miromi.com.br/blog/o-segredo-da-limpeza-o-circulo-de-sinner>>. Acesso em 17 jul. 2021

MOYANO, P. 2017. **Boas Práticas de Fabricação e a Legislação Brasileira**. Disponível em: <<https://certificacaoiso.com.br/boas-praticas-de-fabricacao-e-legislacao-brasileira/>>. Acesso em 27 jul. 2021

NOBRE, T. 2016. **Spray-ball fixo: Grande consumo de água, Baixa eficiência, Dependência de agentes químicos**. Disponível em: <<https://docplayer.com.br/5334372-Spray-ball-fixo-grande-consumo-de-agua-baixa-eficiencia-dependencia-de-agentes-quimicos.html>>. Acesso em 01 ago. 2021.

PALHOTA, N. **Seleção de Bomba Utilizada em Sistema CIP Aplicado na Higienização de Circuito de Envase de uma Cervejaria**. 86 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Mecânica) – Escola Politécnica da Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, Rio de Janeiro, 2012.

PORTAL EDUCAÇÃO. 2020. **Detergentes Utilizados em Áreas de Produção de Alimentos**. Disponível em: <<https://siteantigo.portaleducacao.com.br/conteudo/artigos/veterinaria/detergentes-utilizados-em-areas-de-producao-de-alimentos/29037>>. Acesso em 30 jul. 2021.

REVISTA BEER ART. 2021. **O mapa da cerveja no Brasil**. Disponível em: <<https://revistabeerart.com/news/cervejarias-brasil>>. Acesso em: 30 jul. 2021

SEBRAE. 2020. **Tudo que você precisa saber sobre o mercado cervejeiro no Brasil**. Disponível em: <<https://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/tudo-que-voce-precisa-saber-sobre-o-mercado-cervejeiro-no-brasil,a7dc01dda12df610VgnVCM1000004c00210aRCRD>>. Acesso em: 17 fev. 2021.

SILVA, G.; DUTRA, P.; CADIMA, I. **Higiene na Indústria de Alimentos**. Recife: EDUFRPE, 2010. Disponível em: <http://pronatec.ifpr.edu.br/wp-content/uploads/2013/06/Higiene_na_Industria_de_Alimentos.pdf>. Acesso em: 20 jul. 2021.

SILVA, L.; MALAGONI, R. A.; GERDRAITE, R. **Análise Estatística Do Consumo De Água No Enxágue De Detergente Alcalino Em Protótipo CIP**. Uberlândia, 2018.

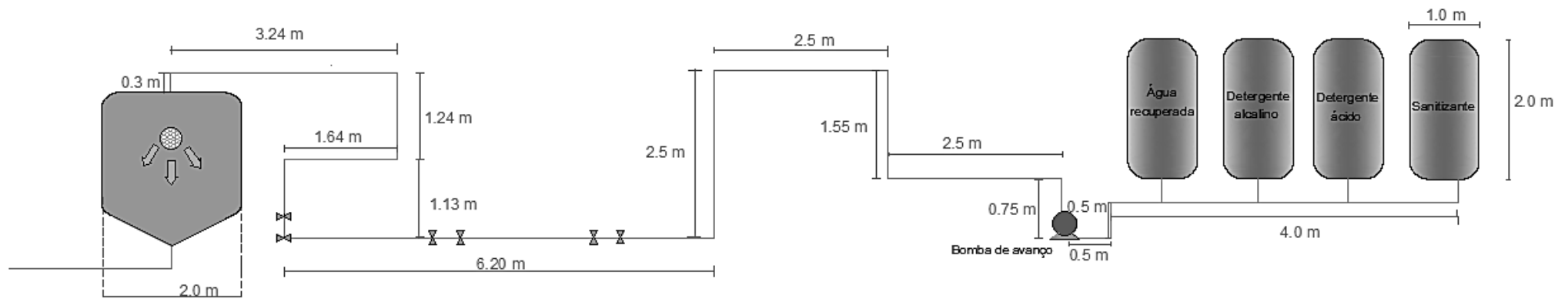
SISLIAN, R. **Estudo de Sistema de Limpeza CIP usando identificação de sistemas**. Campinas, 2012. 182 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas – Unicamp, Campinas, 2012.

TAMIME, A. *Clean-in-Place: Dairy, Food and Beverage Operations*. Ayr, Inglaterra, 2008.

TETRALON. 2021. **Spray ball e cabeçotes rotativos**. Disponível em: <<https://www.tetralon.com.br/spray-ball/>>. Acesso em: 22 jul. 2021.

THERMAL ENGINEERING. **O que é Diagrama de Moody – Definição**. Disponível em: <<https://www.thermal-engineering.org/pt-br/o-que-e-o-diagrama-moody-definicao/>>. Acesso em: 24 jul. 2021.

APÊNDICE A - ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEIO DA ESTAÇÃO DE CIP



APÊNDICE B - DADOS PARA CÁLCULOS

Fluido

Fluido bombeado: Água

Temperatura de bombeamento: 25°C;

Pressão de vapor da água (P_v): 0,03 bar (3,2 kPa);

ρ - Massa específica: 997,0 kg/m³;

P_s - Pressão no reservatório de sucção (coluna de água à 25 °C): 0,1 bar.

$\mu_{\text{água, 25 °C}}$ - Viscosidade dinâmica: 1 cP;

Sistema

Diâmetro de sucção (D_s): 3" = 0,0762 m

Diâmetro de descarga (D_d): 3" = 0,0762 m

Elevação do reservatório de sucção em relação à bomba (Z_s): 0,5 m

Elevação do reservatório de descarga em relação à bomba (Z_d): 2,5 m

Comprimento reto da tubulação na linha de sucção: 5 m

Comprimento reto da tubulação na linha de descarga: 23,55 m

P_d - Pressão no reservatório de descarga: 1 a 1,8 bar

P_a - Pressão atmosférica: 1 bar (101,325 kPa);

g - Aceleração da gravidade: 9,81 m/s

APÊNDICE C – TRATAMENTO DE DADOS

Cálculos para curva do sistema

CÁLCULO DA VAZÃO REQUERIDA (ASPERSOR)

Para encontrar a vazão requerida pelo sistema, temos:

$$Q_r = (D_T \times \pi \times Fs) \times 2 = (2 \times 3,14 \times 32) \times 2$$

$$Q_r = 401,92 \text{ L/min}$$

$$Q_r = 24,11 \text{ m}^3/\text{h}$$

VERIFICAÇÃO DA VELOCIDADE E NÚMERO DE REYNOLDS

Considerando que a vazão requerida para o sistema é $24,11 \text{ m}^3/\text{h} = 0,007 \text{ m}^3/\text{s}$, o diâmetro interno de toda a tubulação é $3" = 0,0762 \text{ m}$, através do cálculo da velocidade do fluido e do número de Reynolds conclui-se que o escoamento é turbulento já que $Re > 2300$.

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4(0,007)}{3,14 \times (0,0762)^2} = 1,53 \text{ m/s}$$

Esse valor de velocidade foi considerado como velocidade de sucção e descarga em todo o sistema.

$$Re_{\text{água}, 25^\circ\text{C}} = \frac{DV\rho}{\mu} = \frac{(0,0762)(1,53)(997)}{0,001} = 116\,236,242 = 1,162 \times 10^5$$

CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA DE SUCÇÃO

Calculando o comprimento equivalente total de sucção, a velocidade de sucção, a força de atrito e, finalmente, a perda de carga de sucção. Para joelhos e curvas de 45° , dividiu-se os valores da tabela de comprimento equivalente (Anexo 2) por 2 e, para as curvas de 180° , multiplicou-se por 2.

$$L_s = L_{reto} + L_{eq} = 5 \text{ m} + 19,52 = 24,52 \text{ m}$$

Sabendo-se que a velocidade de sucção é $V_s = 1,53 \text{ m/s}$, que a rugosidade relativa foi encontrada dividindo a rugosidade do material pelo diâmetro da tubulação e que Reynolds é igual a $1,62 \times 10^5$, encontrou-se que o fator de atrito é igual a 0,0178. Por fim, calculou-se a perda de carga de sucção. Encontrando a rugosidade relativa, temos:

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,5 \mu\text{m}}{76200 \mu\text{m}} = 6,56 \times 10^{-6}$$

Então, a perda de carga de sucção é:

$$h_{fs} = f \frac{L_{ts} V_s^2}{D_s 2g} = 0,018 \frac{24,53 \text{ m} (1,53 \text{ m/s})^2}{0,0762 \text{ m} 2 * 9,81 \text{ m/s}^2} = 0,68 \text{ m}$$

Levando-se em consideração que a pressão nos tanques, como coluna de líquido, corresponde à 1 m de líquido, a altura manométrica de sucção é:

$$H_s = \frac{\cancel{\rho g} Z}{\cancel{\rho g}} + Z_s - h_{fs} = 1 + 0,5 - 0,68 = 0,82 \text{ m}$$

CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA DE DESCARGA

$$L_d = L_{reto} + L_{eq} = 23,55 \text{ m} + 106,4 \text{ m} = 129,95 \text{ m}$$

Sabendo que diâmetro de sucção e descarga e o fator de atrito são iguais logo: $V_s = V_d = 1,53 \text{ m/s}$ e o fator de atrito de sucção = descarga = 0,0178.

$$h_{fd} = f \frac{L_{td} V_d^2}{D_d 2g} = 0,0178 \frac{129,95 (1,53)^2}{0,0762 (2 * 9,81)} = 3,62 \text{ m}$$

A altura manométrica de descarga é:

$$H_d = \frac{\rho g Z}{\rho g} + Z_d - h_{fd} = \frac{1,8 \times 10^5}{997 \times 9,81} + 2,5 - 3,62 = 17,28 \text{ m}$$

CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL

A partir dos valores encontrados para a altura manométrica de sucção e de descarga, encontrou-se a altura manométrica total.

$$H = H_d - H_s$$

$$H = 17,28 - 0,82 = 16,46 \text{ m}$$

Determinação da curva do sistema

A curva do sistema é a curva que mostra a variação da altura manométrica total com a vazão, logo, calculando o H estático para vazão zero, temos:

$$H_{estático} = \frac{(P_d - P_s)}{\gamma} + (Z_d - Z_s) = \frac{(1,8 - 1) \times 10^5}{997 * 9,81} + (2,5 - 0,5) = 10,18 \text{ m}$$

Utilizando nos cálculos f e Re variando os valores de vazão fixados, calculou-se o H de fricção.

$$H_{fricção} = h_{fd} + h_{fs} = f \frac{(L_{ts} + L_{td}) V^2}{D \cdot 2g}$$

$$H_{fricção} = f \frac{(24,92 + 129,95)}{0,0762} \frac{V^2}{2 \times 9,81} = \frac{(f \times 154,87) V^2}{1,5}$$

Com a função acima e variando seis valores de vazão arbitrariamente definidos abaixo e acima da vazão requerida pelo sistema, plota-se a curva do sistema.

Cálculo do NPSH disponível

Para evitar cavitação $NPSH_{disponível} > NPSH_{requerido}$ (curva do fabricante), logo, encontrou-se que o $NPSH_d$ deve ser até 10,85 metros.

$$NPSH_{disponível} = H_s + \frac{P_a - P_v}{\gamma}$$

$$NPSH_{disponível} = 0,82 \text{ m} + \frac{101325 \text{ Pa} - 3200 \text{ Pa}}{997 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2} = 10,85 \text{ m}$$

Para a curva de $NPSH_r$ versus $NPSH_d$, utilizou-se os mesmos valores de vazão fixadas para a curva do sistema, variando, conseqüentemente, a altura manométrica de sucção.

Cálculo do NPSH requerido

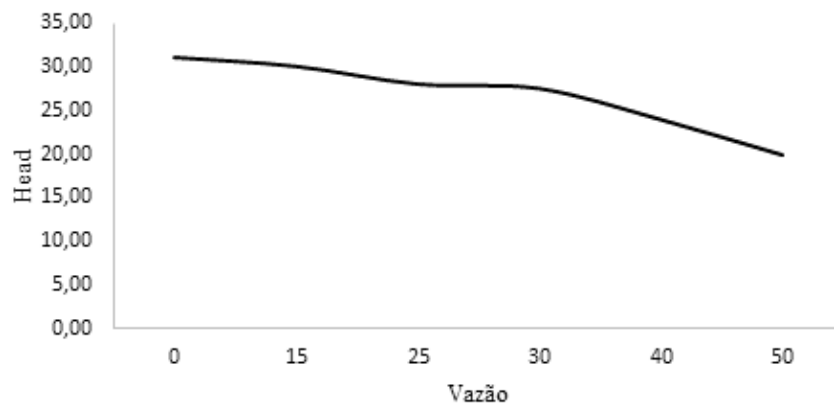
Com a curva oferecida pelo fabricante da bomba Alfa laval LKH 20, plotou-se a curva de NPSHr de forma que esta deve ser plotada junto com a curva de NPSH_d com a margem de segurança de 0,6 metro de coluna de líquido, os dados utilizados da curva do fabricante estão descritos na Tabela 1.C e a curva encontrada está representada na Figura 1.D.

Tabela 1.C: Dados da curva do fabricante.

Q (m ³ /h)	NPSHr	NPSHr + 0,6
5	0,50	1,10
10	1,00	1,60
15	1,50	2,10
15,5	2,00	2,60

Fonte: o próprio autor.

Figura 1.D: Curva característica da bomba.



Fonte: o próprio autor

**ANEXO 1 – ESPECIFICAÇÕES PARA SPRAY BALL DA MARCA GEA
TUCHENHAGEN**

















Tipo	Ângulo de pulverização	Diâmetro de limpeza (m)	Tanque sem instalações		Tanque com instalações como agitadores			
			1 bar (m³/h)	1,5 bar (m³/h)	1,8 bar (m³/h)	2,0 bar (m³/h)	2,2 bar (m³/h)	2,5 bar (m³/h)
A 05	360°	1,0-2,0	4,7	5,8	6,3	6,6	7	7,4
A 05-1,0	360°	0,8-1,5	2,4	2,9	3,2	3,4	3,6	3,8
A1-1,0	360°	1,5-2,5	2,5	3,1	3,4	3,5	3,7	4
A1-1,5	360°	1,8-3,0	6,5	8	8,7	9,2	9,6	10,3
A 1	360°	1,8-3,0	9,4	11,5	12,6	13,3	13,9	14,9
A 1-1	360°	2,5-3,5	12,3	15,1	16,5	17,4	18,2	19,4
A 1-2	360°	3,0-4,0	14,8	18,1	19,9	20,9	22	23,4
A 2	360°	3,5-5,0	20,9	5,6	28	29,6	31	33
A 2-1	360°	4,0-6,0	27,3	33,4	36,6	38,6	40,5	43,2
A 2-2	360°	5,0-7,0	34,6	42,4	46,4	48,9	51,3	54,7
A 2-3	360°	6,0-8,0	39,9	48,9	53,5	56,4	59,2	63,1
B 05	192°	1,0-2,0	2,5	3,1	3,4	3,5	3,7	4
B 1	192°	2,0-3,0	9	11	12,1	12,7	13,3	14,2
B 1-1	192°	2,5-3,5	10,7	13,1	14,4	15,1	15,9	16,9
B 1-2	192°	3,0-4,0	13,2	16,2	17,7	18,7	19,6	20,9
B 2	194°	3,5-5,0	21,4	26,2	28,7	30,3	31,7	33,8
B 2-1	194°	4,0-6,0	27,8	34	37,3	39,3	41,2	44
B 2-2	194°	5,0-7,0	35	42,9	47	49,5	51,9	55,3
B 2-3	194°	6,0-8,0	41,2	50,5	55,3	58,3	61,1	65,1
G 05	232°	1,0-2,0	4,2	5,1	5,6	5,9	6,2	6,6
G 1	206°	2,0-3,0	8,7	10,7	11,7	12,3	12,9	13,8
G 1-1	206°	2,5-3,5	10,7	13,1	14,4	15,1	15,9	16,9
G 1-2	206°	3,0-4,0	14	17,1	18,8	19,8	20,8	22,1
G 2	246°	3,5-5,0	19,1	23,4	25,6	27	28,3	30,2
G 2-1	246°	4,0-6,0	25,8	31,6	34,6	36,5	38,3	40,8
G 2-2	246°	5,0-7,0	33,7	41,3	45,2	47,7	50	53,3
G 2-3	246°	6,0-8,0	40	49	53,7	56,6	59,3	63,2

Adaptado de: Gea Tuchenhagen (2014, p. 54)

ANEXO 2 – MEDIDAS DE COMPRIMENTO EQUIVALENTE PARA CADA ACESSÓRIO





As medidas de comprimento equivalente são descritas em polegadas e em metros (dentro dos parênteses).

Comprimento equivalente para alimentações e descargas

Diâmetro Nominal (Polegada)	Saldas $K = 1,0$	Entradas		
		$K = ,78$	$K = ,5$	$K = ,24$
1/2		1,5 (0,46)	1 (0,30)	0,5 (0,15)
3/4		2,5 (0,76)	1,5 (0,46)	0,75 (0,23)
1		3 (0,91)	2 (0,61)	1 (0,30)
1 1/2		5,5 (1,68)	3,5 (1,07)	1,75 (0,53)
2		7 (2,13)	4,5 (1,37)	2,25 (0,69)
3		12 (3,66)	7,5 (2,29)	3,75 (1,14)
4		16 (4,88)	10 (3,05)	5 (1,52)
6		29 (8,84)	18 (5,49)	9 (2,74)
8		36 (11,59)	24 (7,22)	12 (3,66)
10		49 (14,94)	31 (9,45)	15 (4,57)
12		60 (18,29)	39 (11,89)	19 (5,79)
14		70 (21,34)	44 (13,41)	22 (6,71)
16		78 (23,78)	50 (15,24)	25 (7,62)
18		95 (28,96)	60 (18,29)	30 (9,15)
20		107 (32,62)	68 (20,73)	34 (10,37)
24		135 (41,16)	85 (25,91)	42 (12,80)

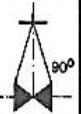

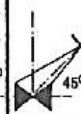
Fonte: Mattos e De Falco (1998).

Comprimento equivalente para joelhos, curvas e T's.

Diâmetro nominal (in.)	Joelho (3) 90° 		Curvas (3) 90° 		Fluxo pelo ramal 	T 	Fluxo direto
	Raio curto $R = 1D$	Raio longo $R = 1,5D$	$R = 5D$	$R = 10D$			
1 1/2	4.5 (1,37)	3 (0,91)	2.5 (0,76)	4 (1,22)	8 (2,44)	3 (0,91)	
2	5.25 (1,60)	3.5 (1,07)	3 (0,91)	5 (1,52)	11 (3,35)	3.5 (1,07)	
2 1/2	6 (1,83)	4 (1,22)	3.5 (1,07)	6 (1,83)	13 (3,96)	4 (1,22)	
3	7.5 (2,29)	5 (1,52)	4 (1,22)	7.5 (2,29)	16 (4,88)	5 (1,52)	
4	10.5 (3,20)	7 (2,13)	5.5 (1,68)	10 (3,05)	20 (6,10)	7 (2,13)	
6	15 (4,57)	10 (3,05)	8.5 (2,59)	15 (4,57)	30 (9,15)	10 (3,05)	
8	21 (6,40)	14 (4,27)	11 (3,35)	20 (6,10)	40 (12,20)	14 (4,27)	
10	24 (7,32)	16 (4,88)	14 (4,27)	25 (7,62)	50 (15,24)	16 (4,88)	
12	32 (9,76)	21 (6,40)	16 (4,88)	30 (9,15)	60 (18,29)	21 (6,40)	
14	33 (10,06)	22 (6,71)	19 (5,79)	33 (10,06)	65 (19,82)	22 (6,71)	
16	39 (11,89)	26 (7,93)	21 (6,40)	38 (11,59)	75 (22,87)	26 (7,93)	
18	44 (13,41)	29 (8,84)	24 (7,32)	42 (12,80)	86 (26,22)	29 (8,84)	
20	48 (14,63)	32 (9,76)	27 (8,23)	50 (15,24)	100 (30,49)	32 (9,76)	
22	53 (16,16)	36 (10,98)	30 (9,15)	55 (16,77)	110 (33,54)	36 (10,98)	
24	57 (17,38)	38 (11,59)	32 (9,76)	60 (18,29)	120 (36,59)	38 (11,59)	
30	75 (22,87)	50 (15,24)	40 (12,20)	75 (22,87)	155 (47,26)	50 (15,24)	
36	90 (27,44)	60 (18,29)	50 (15,24)	90 (27,44)	180 (54,88)	60 (18,29)	
42	105 (32,01)	70 (21,34)	56 (17,07)	101 (30,79)	210 (64,02)	70 (21,34)	
48	120 (36,59)	80 (24,39)	62 (18,90)	120 (36,59)	250 (76,22)	80 (24,39)	
52	135 (41,16)	90 (27,44)	72 (21,95)	130 (39,63)	260 (79,27)	90 (27,44)	

Fonte: Mattos e De Falco (1998).

Comprimento equivalente para válvulas.

Diâmetro Nominal (Polegada)	Válvulas gaveta (abertura total)	Válvulas globo (2) (abertura total)			Válvula de retenção		Válvulas de esfera ou macho (abertura total)	Válvula de três vias (Área de abertura 80% da área tubo)		Válvula borboleta (abertura total)	Diâmetro Nominal (Polegada)
		 90°	 60°	 45°	Portinhola	Levantamento		Fluxo direto	Fluxo pelo ramal		
1 1/2"	1.75 (0,53)	46 (14,02)	23 (7,01)	18 (5,49)	17 (5,18)	20 (6,10)	2.5 (0,76)	6 (1,83)	20 (6,10)	6 (1,83)	1 1/2"
2"	2.25 (0,69)	60 (18,29)	30 (9,15)	24 (6,52)	22 (6,71)	25 (7,62)	3.5 (1,07)	7.5 (2,29)	24 (7,32)	8 (2,36)	2"
2 1/2"	2.75 (0,84)	70 (21,34)	38 (11,59)	30 (9,15)	27 (8,23)	30 (9,15)	4 (1,22)	9 (2,74)	30 (9,15)	10 (3,05)	2 1/2"
3"	3.5 (1,07)	90 (27,44)	45 (13,72)	38 (11,59)	35 (10,67)	38 (11,59)	5 (1,52)	12 (3,66)	36 (10,98)	12 (3,66)	3"
4"	4.5 (1,37)	120 (36,59)	60 (18,29)	48 (14,63)	45 (13,72)	50 (15,24)	6.5 (1,98)	15 (4,57)	48 (14,63)	15 (4,57)	4"
6"	6.5 (1,98)	175 (53,35)	89 (26,83)	72 (21,95)	65 (19,82)	75 (22,87)	10 (3,05)	22 (6,71)	70 (21,34)	23 (7,01)	6"
8"	9 (2,74)	230 (70,12)	120 (36,59)	95 (28,96)	90 (27,44)	100 (30,49)	13 (3,96)	30 (9,15)	95 (28,96)	27 (8,23)	8"
10"	12 (3,66)	280 (85,37)	150 (45,73)	130 (39,63)	120 (36,59)	130 (39,63)	16 (4,88)	38 (11,59)	120 (36,59)	35 (10,67)	10"
12"	14 (4,27)	320 (97,56)	170 (51,83)	145 (44,21)	140 (42,68)	150 (45,73)	19 (5,79)			40 (12,20)	12"
14"	15 (4,57)	380 (115,85)	190 (57,93)	160 (48,78)	150 (45,73)	170 (51,83)	20 (6,10)			45 (13,72)	14"
16"	17 (5,18)	420 (126,05)	220 (67,07)	180 (54,88)	170 (51,83)	190 (57,93)	22 (6,71)			50 (15,24)	16"
18"	18 (5,49)	480 (146,34)	250 (76,22)	205 (62,50)	180 (54,88)	210 (64,02)	24 (7,32)			58 (17,68)	18"
20"	20 (6,10)	530 (161,59)	290 (88,41)	240 (73,17)	200 (60,98)	240 (73,17)	27 (8,23)			64 (19,51)	20"
22"	25 (7,62)	580 (176,83)	300 (91,46)	255 (77,74)	240 (73,17)	260 (79,27)	30 (9,15)			70 (21,34)	22"
24"	32 (9,76)	630 (192,07)	330 (109,61)	270 (82,32)	250 (76,22)	290 (88,41)	33 (10,06)			78 (23,78)	24"
										100 (30,49)	30"
										125 (38,11)	36"
										145 (44,21)	42"
										165 (50,30)	48"
										175 (53,35)	52"

Fonte: Mattos e De Falco (1998).