



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO EM ENGENHARIA  
QUÍMICA



# Análise da perda de carga no escoamento de fluidos obtidos na reação de estireno

*Autor: Guilherme Luis Fachineto Bonotto*

*Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dra. Jordana Corralo Spada*

Porto Alegre, outubro de 2022

Autor: Guilherme Luis Fachinetto Bonotto

## Análise da perda de carga no escoamento de fluidos obtidos na reação de estireno

*Trabalho de Conclusão de Curso  
apresentado à COMGRAD/ENQ da  
Universidade Federal do Rio Grande do Sul  
como parte dos requisitos para a  
obtenção do título de Bacharel em  
Engenharia Química*

Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dra. Jordana Corralo Spada

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Evandro Steffani, UFRGS

Me. Wagner Augusto Müller, UFRGS

Porto Alegre

2022

## AGRADECIMENTOS

À minha família, pelo apoio prestado durante toda a minha vida.

À minha professora orientadora Jordana Corralo Spada, que me acompanhou durante a realização desse trabalho, sempre paciente e disposta a ajudar.

À empresa Videolar-Innova, por disponibilizar os recursos necessários para elaboração deste trabalho, em especial ao Leandro Batista Algayer, supervisor da planta de estireno e etilbenzeno, que esteve disposto a me auxiliar na solução dos problemas e dúvidas que surgiram.

Aos professores da UFRGS, por terem fornecido o ensino de qualidade aplicado na elaboração deste trabalho e às amigadas que fiz ao longo da graduação que foram responsáveis por tornar essa jornada muito mais leve.

## RESUMO

O sistema de estudo desse trabalho corresponde às saídas das torres de destilação na etapa de separação dos produtos gerados na reação de estireno. Durante a operação normal da planta, a bomba de cada componente separado nas torres de destilação, fornece energia suficiente para os fluidos chegarem aos seus respectivos tanques de produto especificado. Quando a reação do estireno é cessada, os produtos separados são enviados a um tanque que alimenta as colunas de destilação, permitindo que os compostos fiquem recirculando, evitando assim a necessidade de parar estes equipamentos. Os operadores da planta relatam que os fluidos da torre de separação de benzeno e tolueno não conseguem chegar até esse tanque. Diante dessa constatação, este trabalho teve como objetivo realizar o estudo desse sistema, calculando a energia mecânica necessária para enviar os fluidos até o tanque mencionado, assim como apresentar alternativas que permitam essa manobra. Para isso, foi realizado um levantamento das especificações das tubulações e acessórios presentes ao longo do sistema de estudo, e com base nas informações coletadas foram calculadas as diversas quedas de pressão nos trechos entre a bomba de cada componente e o tanque. A queda de pressão nos trocadores de calor presentes no sistema foi obtida pelo método de Kern e, no caso do lado do casco em trocadores casco e tubo, o método de Bell-Delaware foi utilizado. Os resultados teóricos mostram que todas as correntes possuem energia para chegar ao tanque; entretanto, a corrente de tolueno possui, dependendo do nível do tanque, um pequeno excesso de pressão, entre  $4,1 \text{ E}+4 \text{ Pa}$  a  $2,4 \text{ E}+4 \text{ Pa}$ , que possibilitaria o transporte desse fluido. Devido aos possíveis erros envolvidos nos cálculos, considerações equivocadas e à pequena pressão excedente do tolueno, é possível que não seja factível o escoamento desse fluido, corroborando com aquilo que é observado na prática.

**Palavras-chave:** perda de carga, tubulação, trocadores de calor, estireno.

## ABSTRACT

The pipes studied in this work are located at the outflow of the distillation towers responsible for the separation of the reaction styrene products. During normal plant operation, the pumps supply enough energy for the fluids to reach their respective product tanks. However, when the styrene reaction is shutdown, the products are sent to a tank that feeds the distillation towers, allowing the recirculation of compounds, thus avoiding the stop of the distillation equipment. The operators reported that the benzene and toluene from the separation tower can not reach the tank. So, the focus of this work is calculate the energy needed to send the fluids to the tank, as well as to present alternatives that allow the correct operation. Based on the data of the piping and accessories specifications, the pressure drop in the lines between the pump of each component and the tank was calculated. The pressure drop in the heat exchangers was obtained using the Kern method. For shell and tube heat exchangers, the Bell-Delaware method was also used. Theoretical results showed that all streams have enough energy to reach the tank. However, depending on the tank level, the toluene stream has a small overload between  $4.1 \text{ E}+4 \text{ Pa}$  to  $2.4 \text{ E}+4 \text{ Pa}$  that would allow the transport of this fluid. Due to the possible calculation errors, misguided considerations and the small plus pressure in the toluene line, it is possible that the send of this fluid is not feasible.

**Keywords:** *pressure drop, pipe, heat exchanger, styrene.*

## LISTA DE FIGURAS

|   |    |
|---|----|
| Figura 1: Representação do comportamento do fluido ao passar por um medidor de vazão do tipo Bernoulli.....   | 6  |
| Figura 2: Trocador de calor casco e tubo com um passe no casco e dois passes no tubo. ....  | 7  |
| Figura 3: Divisão da queda de pressão no casco de um trocador tipo casco e tubo segundo método de Bell-Delaware. ....   | 8  |
| Figura 4: Exemplos de bomba de deslocamento positivo rotativa de três lóbulos (a) e bomba dinâmica de fluxo radial (centrífuga) (b).....                                  | 9  |
| Figura 5: Fluxograma simplificado do processo produtivo de estireno da Unidade II da Empresa Innova, situada em Triunfo (RS). ....  | 12 |
| Figura 6: Fluxograma simplificado da etapa de destilação durante operação normal do sistema (a) e quando ocorre paralização na etapa de reação de estireno (b). ....      | 14 |
| Figura 7: Fluxograma simplificado do percurso do benzeno, tolueno e etilbenzeno quando ocorre paralização na etapa de reação na Unidade Produtiva de Estireno (UPSM)..... | 15 |
| Figura 8: Arranjo para medição da pressão nas bombas em paralelo nas linhas de benzeno e etilbenzeno. ....  | 18 |
| Figura 9: Ilustração simplificada mostrando a diferença de altura entre as bombas e o tanque.....   | 19 |
| Figura 10: Pressões e quedas de pressão calculadas nas linhas de benzeno, tolueno e etilbenzeno com a válvula de controle 100 % aberta. ....                              | 26 |
| Figura 11: Saída do braço móvel do tanque TQ-41.....  | 27 |

## LISTA DE TABELAS

|   |    |
|---|----|
| Tabela 1: Propriedades dos fluidos em cada tubulação.....   | 17 |
| Tabela 2: Dados das bombas segundo folhas de dados.....   | 18 |
| Tabela 3: Especificações das medidas das tubulações.....  | 19 |
| Tabela 4: Especificações das medidas das tubulações e acessórios presentes nas linhas de processo. ....   | 20 |
| Tabela 5: Coeficiente de perda de carga para válvulas e cotovelos em relação ao diâmetro nominal. ....  | 21 |
| Tabela 6: Especificações dos medidores de vazão de cada linha.....  | 22 |
| Tabela 7: Especificações do trocador de calor P-41 utilizadas no cálculo da queda de pressão.....   | 23 |
| Tabela 8: Pressão máxima de operação dos trocadores de calor. ....  | 23 |
| Tabela 9: Pressões medidas na sucção e descarga das bombas nas linhas de benzeno, tolueno e etilbenzeno.....                                    | 24 |
| Tabela 10: Queda de pressão calculada utilizando dados de projetos e erro em relação à folha de dados dos trocadores de calor P-22 e P-41. .... | 24 |
| Tabela 11: Queda de pressão calculadas para os trocadores de calor utilizando as máximas vazões possíveis de processo. ....                     | 25 |
| Tabela 12: Queda de pressão calculada nas linhas de processo.....   | 25 |

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

|      |                                   |
|------|-----------------------------------|
| GPPS | Poliestireno de uso geral         |
| HIPS | Poliestireno de alto impacto      |
| UPEB | Unidade produtiva de etilbenzeno  |
| UPSM | Unidade produtiva de estireno     |
| UPPS | Unidade produtiva de poliestireno |
| EPS  | Poliestireno expansível           |
| TAR  | Compostos pesados                 |



## LISTA DE SÍMBOLOS

|            |                                     |
|------------|-------------------------------------|
| $\tau$     | Tensão de cisalhamento              |
| $F_t$      | Força tangencial                    |
| $\mu$      | Viscosidade dinâmica do fluido      |
| $Re$       | Número de Reynolds                  |
| $D$        | Diâmetro interno do tubo            |
| $V$        | Velocidade de escoamento do fluido  |
| $\nu$      | Viscosidade cinemática do fluido    |
| $P$        | Pressão do fluido                   |
| $\rho$     | Massa específica do fluido          |
| $z$        | Altura do fluido                    |
| $g$        | Aceleração da gravidade             |
| $h_{lt}$   | Perda de carga total do sistema     |
| $h_l$      | Perda de carga localizada           |
| $h_{lm}$   | Perda de carga distribuída          |
| $\Delta P$ | Queda de pressão                    |
| $f$        | Fator de atrito                     |
| $L$        | Comprimento da tubulação            |
| $\epsilon$ | Rugosidade no material da tubulação |
| $K$        | Coefficiente de perda de carga      |
| $R$        | Raio da curva                       |

**Para trocadores de calor:**

|             |   |
|-------------|---|
| $D_{eq}$    | Diâmetro equivalente                                    |
| $W$         | Fluxo mássico   |
| $D_{e1}$    | Diâmetro externo do tubo interno do trocador duplo-tubo |
| $D_{i2}$    | Diâmetro interno do tubo externo do trocador duplo-tubo |
| $L_t$       | Comprimento total dos tubos do trocador duplo-tubo      |
| $L_s$       | Comprimento dos tubos do trocador casco e tubo          |
| $D_s$       | Diâmetro interno do casco do trocador casco e tubo      |
| $\emptyset$ | Viscosidade dinâmica relativa entre o fluido e a água   |
| $n$         | Número de passes do tubo no trocador casco e tubo       |
| $p_t$       | Passo entre os tubos no trocador casco e tubo           |
| $d_e$       | Diâmetro externo dos tubos em trocadores casco e tubo   |

**Para bombas:**

|     |                                |
|-----|--------------------------------|
| $Q$ | Vazão mássica do fluido        |
| $w$ | Frequência de rotação da bomba |
| $d$ | Diâmetro do impelidor          |

## Sumário

|  |    |
|--|----|
| Sumário  | ix |
| 1 Introdução   | 1  |
| 2 Revisão Bibliográfica e Fundamentação teórica  | 2  |
| 2.1 Produção do estireno   | 2  |
| 2.2 Aspectos teóricos sobre fluidos e escoamento de fluidos  | 3  |
| 2.3 Balanço de energia e perda de carga em tubulação   | 4  |
| 2.4 Queda de pressão em trocadores de calor  | 6  |
| 2.5 Sistemas de bombeamento  | 9  |
| 2.5.1 Escolha da bomba   | 9  |
| 3 Estudo de caso   | 11 |
| 3.1 Descrição da empresa e processo produtivo  | 11 |
| 3.2 Formulação do problema   | 12 |
| 4 Materiais e Métodos  | 17 |
| 4.1 Propriedades dos fluidos   | 17 |
| 4.2 Sistema de bombeamento   | 17 |
| 4.3 Diferença de altura e pressão do sistema   | 18 |
| 4.4 Especificação das tubulações de processo   | 19 |
| 4.5 Parâmetros para o cálculo da perda de carga da tubulação e acessórios  | 21 |
| 4.6 Especificação dos trocadores de calor  | 22 |
| 5 Resultados e discussões  | 24 |
| 6 Conclusões e Trabalhos Futuros   | 28 |
| REFERÊNCIAS  | 29 |
| APÊNDICE A - 1 Equações envolvidas no método de Bell-Delaware para o cálculo da queda de pressão no lado do casco em trocadores casco e tubo | 30 |
| ANEXO A – NORMA TEMA   | 31 |
| ANEXO B – FATOR DE INCRUSTAÇÃO PARA O LADO DO TUBO EM TROCADORES CASCO E TUBO  | 32 |
| ANEXO C – FATOR DE INCRUSTAÇÃO PARA O LADO DO CASCO EM TROCADORES CASCO E TUBO   | 33 |
| ANEXO D – CONSTANTES <b>b1</b> , <b>b2</b> , <b>b3</b> E <b>b4</b> UTILIZADAS NO MÉTODO DE BELL-DELAWARE                                     | 34 |
| ANEXO E – PASSOS DOS TUBOS NO TROCADOR CASCO E TUBO  | 35 |

---

|   |    |
|---|----|
| ANEXO F – ABERTURA DIAMETRAL CASCO-CHICANA EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO NOMINAL DO CASCO | 36 |
| ANEXO G – SIMULAÇÃO UTILIZADA PARA OBTENÇÃO DAS PROPRIEDADES DOS FLUIDOS          | 37 |
| ANEXO H – CURVA CARACTERÍSTICA DA BOMBA DE BENZENO                                | 38 |
| ANEXO I – CURVA CARACTERÍSTICA DA BOMBA DE TOLUENO                                | 39 |
| ANEXO J – CURVA CARACTERÍSTICA DA BOMBA DE ETILBENZENO                            | 40 |
| ANEXO K – PLACA DE IDENTIFICAÇÃO DA BOMBA DE BENZENO                              | 41 |
| ANEXO L – PLACA DE IDENTIFICAÇÃO DA BOMBA DE TOLUENO                              | 42 |
| ANEXO M – ESPECIFICAÇÃO DE TUBULAÇÕES   | 43 |
| ANEXO N – RUGOSIDADE DA TUBULAÇÃO   | 44 |
| ANEXO O – COEFICIENTE DE PERDA DE CARGA PARA VÁLVULAS E COTOVELOS                 | 45 |
| ANEXO P - VALOR DO COEFICIENTE DE PERDA DE CARGA PARA TÊS                         | 46 |
| ANEXO Q - VALOR DE $\beta$ PARA OS MEDIDORES DE VAZÃO                             | 47 |
| ANEXO R - COEFICIENTE DE PERDA DE CARGA PARA PLACAS DE ORIFÍCIO                   | 48 |

## 1 Introdução

A redução de custos operacionais de uma empresa é fundamental para a sua sobrevivência e crescimento, visto que isso possibilita a venda de produtos a um preço mais competitivo no mercado. Desta forma, o dimensionamento adequado de equipamentos é essencial para redução do consumo de energia e perdas envolvidas no processo.

O escopo deste trabalho envolve um estudo de caso realizado em uma empresa petroquímica, mais precisamente na etapa de separação de produtos e subprodutos gerados na reação de estireno, pela rota de desidrogenação do etilbenzeno. Nessa etapa, a torre de destilação, responsável por separar o benzeno e o tolueno, possui um sistema de bombas subdimensionado que impossibilita o envio desses compostos para a tancagem quando as correntes são desviadas durante uma possível parada da etapa de reação. Desta forma, a torre de destilação de benzeno e tolueno precisa ser desativada nesse período, causando perdas relacionadas ao consumo energético e tempo de operação.

Diante do exposto, o objetivo deste trabalho é analisar o sistema de bombeamento da saída das torres de destilação até a tancagem e propor alternativas que viabilizem o envio correto dessas correntes durante a parada da reação de estireno. Para isso, serão calculadas as diversas quedas de pressão envolvendo as tubulações, acessórios e equipamentos presentes nas linhas. Os parâmetros e dados utilizados nos equacionamentos serão obtidos através de medições *in situ* da temperatura e pressão das correntes e pelo levantamento de especificações do sistema na documentação técnica da empresa, em desenhos isométricos, P&ID's e folhas de dados de equipamentos.

## 2 Revisão Bibliográfica e Fundamentação teórica

Neste capítulo, será apresentada a fundamentação teórica de temas relevantes para o entendimento do presente estudo, como o processo de obtenção do estireno, conceitos sobre fluidodinâmica e equações envolvidas na solução do problema. Além disso, serão apresentados os principais equipamentos de bombeamento e as propriedades que devem ser levadas em consideração na escolha dos mesmos.

### 2.1 Produção do estireno

O estireno é uma substância líquida e incolor que tem peso fundamental na produção de itens essenciais como tintas, asfalto, pneus, borrachas e resinas<sup>[1]</sup>. Ele também é designado por feniletileno ou vinilbenzeno e consiste num derivado insaturado do benzeno, de fórmula  $C_6H_5CH=CH_2$ . Devido à presença do benzeno como grupo lateral, o encadeamento cabeça-cauda é favorecido durante a polimerização, que ocorre naturalmente sem a necessidade da utilização de aditivos (Canevarolo Jr., 2006). Outra característica desse monômero corresponde à facilidade de se polimerizar com acrilatos e metacrilatos, originando copolímeros (polímero formado por dois meros diferentes) e terpolímeros (polímero formado por três meros diferentes) (Fazenda, 2009). Devido ao seu amplo espectro de aplicações, ele apresenta um mercado em ascensão. Segundo dados da consultoria Mordor Intelligence<sup>[2]</sup>, a expectativa média de crescimento do mercado de estireno para os próximos anos é de 4,5% ao ano, principalmente devido ao crescimento do mercado de eletrônicos.

A fonte de matéria-prima mais importante para a produção do monômero de estireno é o petróleo, que por meio do craqueamento gera moléculas menores, como o benzeno e o eteno (Canevarolo Jr., 2006). A partir dessas duas moléculas, forma-se o etilbenzeno que será posteriormente convertido em estireno. As tecnologias mais antigas utilizavam catalisadores ácidos, como HF,  $H_2SO_4$  e  $AlCl_3$ , para a formação do etilbenzeno. Entretanto, devido às características tóxicas e corrosivas desses compostos, as zeólitas vêm sendo utilizadas como alternativas mais seguras e menos agressivas ao meio ambiente, além de possuírem maior seletividade (Perego e Ingallina, 2004). Cabe ressaltar que a formação de etilbenzeno em condições ácidas possui rotas secundárias que levam à alquilação adicional do etilbenzeno com outras moléculas de eteno, produzindo dietilbenzeno. Para aumentar o rendimento da reação de etilbenzeno, é comum as indústrias submeterem esses compostos alquilados indesejáveis a um processo de transalquilação gerando etilbenzeno novamente (Junqueira et al., 2020).

---

[1] Monômero de estireno (SM). Innova. Disponível em: <<https://innova.com.br/monomero-de-estireno-sm/>>. Acesso em: 15 de jul. de 2022.

[2] Mercado de estireno - crescimento, tendências, impacto do covid-19 e previsões (2022 - 2027). Mordor Intelligence. Disponível em: <https://www.mordorintelligence.com/pt/industry-reports/styrene-market>. Acesso em: 9 de out. de 2022.

Para a produção de estireno, a rota mais difundida é a desidrogenação catalítica do etilbenzeno, sendo uma reação altamente endotérmica ( $\Delta H_{873\text{ K}} = 124,9\text{ KJ/mol}$ ) que normalmente acontece a uma temperatura entre 550 °C e 650 °C. O catalisador usual da reação é o óxido de ferro, que com a adição de potássio leva ao aumento da sua atividade catalítica. Essa interação entre o óxido de ferro e o potássio forma um sistema de multicomponentes multifásico com as seguintes fases:  $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ,  $\text{KOH}$ ,  $\text{K}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{KFeO}_2$  e  $\text{K}_2\text{Fe}_{22}\text{O}_{34}$ . Entre esses componentes, a ferrita de potássio ( $\text{K}_2\text{Fe}_{22}\text{O}_{34}$ ) é o catalisador mais ativo e seletivo para reação do estireno (Bieniasz et al., 2010). Além do potássio, também são utilizados outros aditivos como Al, Ce, Cr, Mg, Mn, Mo, Ti e Zn, que atuam como modificadores de textura e superfície, estabilizando a alta área superficial específica do catalisador (Bieniasz et al., 2010).

A desativação desse catalisador sucede de duas formas: uma delas ocorre devido à perda do potássio, principalmente pela ferrita de potássio, sendo irreversível, mas podendo ser evitado com a utilização de íons metálicos que estabilizam a ferrita; a outra forma de desativação do catalisador é devido à deposição de compostos carbonáceos, os quais podem ser removidos com a alimentação de vapor nos reatores (Bieniasz et al., 2010).

## 2.2 Aspectos teóricos sobre fluidos e escoamento de fluidos

A distinção entre um fluido e um sólido é sua capacidade de resistir à uma força tangencial (força de cisalhamento). O sólido é capaz de resistir à força de cisalhamento enquanto ela não for grande o suficiente para levar o sólido ao seu limite elástico, já o fluido se deforma continuamente quando aplicada uma força de cisalhamento, independente da sua intensidade. Essa deformação depende da sua viscosidade, sendo que quanto maior ela for, maior será a resistência à força tangencial aplicada (Fox et al., 2018). A tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) aplicada em um fluido corresponde à razão entre a força tangencial ( $F_t$ ) e a área de aplicação desta força ( $A$ ), conforme apresentado na Equação 2.1:

$$\tau = \frac{dF_t}{dA} \quad (2.1)$$

Por sua vez, os fluidos podem ser classificados em dois grandes grupos: os fluidos newtonianos e os fluidos não-newtonianos. Os fluidos newtonianos são aqueles em que a taxa de deformação é diretamente proporcional à tensão de cisalhamento correlacionada por um fator de proporcionalidade conhecido como viscosidade dinâmica ( $\mu$ ). Dessa forma, para descrever a dinâmica do fluido pode ser utilizada a Equação 2.2:

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \quad (2.2)$$

Onde  $u$  representa o componente da velocidade na direção do escoamento, e  $y$ , é a direção normal à direção do escoamento.

Os fluidos não-newtonianos são aqueles em que a tensão de cisalhamento não é diretamente proporcional à taxa de deformação, como fluidos dilatantes e pseudoplásticos, ou aqueles que só começam a se deformar a partir de uma tensão mínima de cisalhamento.

Uma propriedade muito importante para o escoamento do fluido é a sua velocidade, que pode ser definida por um campo que varia em relação às três dimensões espaciais e em relação ao tempo, conforme apresentado na Equação 2.3.

$$\vec{V} = \vec{V}(x, y, z, t) \quad (2.3)$$

Quando a velocidade de cada ponto em um campo de escoamento não varia com o tempo, se diz que o escoamento está em regime permanente e, em alguns casos, devido à variação de velocidade em certas direções ser pequena em relação as demais é possível modelar o escoamento como uni ou bidimensional com um erro desprezível.

Na prática, o escoamento de um fluido viscoso pode ocorrer de duas formas: escoamento laminar, quando as partículas se movem em camadas lisas, onde pode-se considerar que a velocidade de escoamento ocorre em apenas uma dimensão; e o escoamento turbulento, quando as partículas se misturam rapidamente de maneira aleatória ao longo do escoamento, sendo a velocidade composta pelos três componentes de direção, além do tempo.

Para determinação do regime de escoamento é importante calcular o número adimensional de Reynolds, que para escoamentos interno em tubos circulares é representado pela Equação 2.4:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad (2.4)$$

Onde  $D$  representa o diâmetro interno da tubulação,  $V$  corresponde à velocidade média do escoamento e  $\rho$ , a massa específica do fluido.

O escoamento interno em dutos circulares, é considerado laminar quando  $Re \leq 2.300$ , turbulento para valores de  $Re \geq 4.000$  e de transição quando  $Re$  estiver entre esses valores (Çengel, 2015).

Outro fator importante a se considerar no escoamento é a compressibilidade do fluido; no caso dos líquidos, a variação de pressão não resulta em uma variação significativa da massa específica do fluido; por exemplo, uma pressão de 210 atm causa apenas 1 % de variação na massa específica da água (Çengel, 2015).

### 2.3 Balanço de energia e perda de carga em tubulação

Uma forma de realizar o balanço de energia entre dois pontos de um escoamento é através Equação 2.5:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \alpha \frac{V_1^2}{2g} + z_1 + h_{bomba} = \frac{P_2}{\rho g} + \alpha \frac{V_2^2}{2g} + z_2 + h_{turbina} + h_{lt} \quad (2.5)$$

Onde  $P$  representa a pressão do fluido,  $g$  a aceleração da gravidade,  $z$  a altura do líquido,  $h_{bomba}$  a carga fornecida pela bomba,  $h_{turbina}$  a carga extraída do fluido pela turbina e  $h_{lt}$  é a perda de carga irreversível total.

O fator  $\alpha$  apresentado na equação 2.5 é o fator de correção que permite a utilização da velocidade média do escoamento, para os casos do escoamento turbulento esse fator pode ser considerado igual a 1.

A perda de carga total é dividida em duas categorias: perdas distribuídas ( $h_l$ ), referentes às perdas de energia ao longo de uma tubulação com dimensão constante, e perdas localizadas ( $h_{l_m}$ ), referentes aos acessórios da tubulação, equipamentos e variações de área ao longo da canalização. Dessa forma, a perda de carga total em um sistema pode ser expressa pela Equação 2.6.

$$h_{l_t} = h_l + h_{l_m} \quad (2.6)$$

As perdas de cargas podem ser convertidas em quedas de pressões pela Equação 2.7:

$$\Delta P = h\rho g \quad (2.7)$$

As perdas de carga distribuídas são geralmente calculadas pela Equação 2.8, conhecida como Equação de Darcy-Weisbach:

$$h_l = f \frac{LV^2}{2gD} \quad (2.8)$$

Onde  $L$  representa o comprimento da tubulação, e  $f$  o fator de atrito.

Para o escoamento laminar, o fator de atrito depende apenas do número de Reynolds. Neste caso, a queda de pressão devido às perdas distribuídas pode ser calculada pela Equação 2.9:

$$h_l = \frac{32LV^2}{gReD} \quad (2.9)$$

No caso de escoamentos turbulentos, onde o fator de atrito é dependente do número de Reynolds e da rugosidade relativa da tubulação, pode-se usar a Equação 2.10 proposta por Haaland (1983) e referenciada por White (White, 2011):

$$\frac{1}{f^{\frac{1}{2}}} = -1,8 \log \left[ \frac{6,9}{Re} + \left( \frac{\epsilon/D}{3,7} \right)^{0,11} \right] \quad (2.10)$$

Onde  $\epsilon$  representa a rugosidade do material.

Para a determinação da perda de carga localizada, a Equação 2.11 pode ser utilizada; essa equação depende da velocidade do fluido e do coeficiente de perda de carga ( $K$ ) que varia dependendo do acessório ou conexão (White, 2011).

$$h_{l_m} = K \frac{V^2}{2g} \quad (2.11)$$

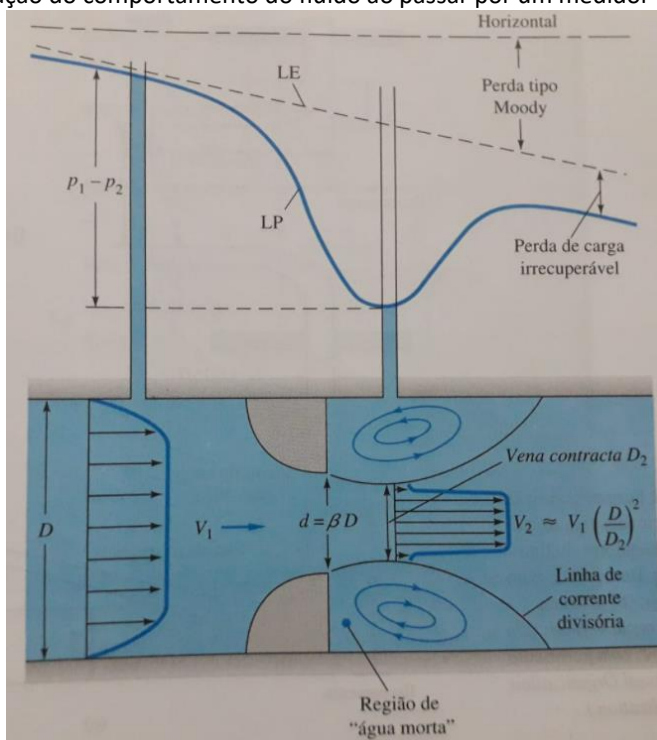
Entre os acessórios de uma tubulação, vale ressaltar as válvulas de controle que são responsáveis por manipular a vazão do fluido ao variar a área de passagem (Campos e Teixeira, 2010). Elas apresentam perdas de carga consideráveis quando a sua abertura é pequena, com



$K$  crescendo quase que exponencialmente com a redução do ângulo de abertura (White, 2011).

Os medidores de vazão do tipo Bernoulli causam uma obstrução no escoamento que varia localmente a velocidade e pressão do fluido, dessa forma, é possível realizar a medição da vazão de forma indireta pela medição da variação de pressão, antes da obstrução e logo após (na região de “água morta”), conforme está apresentado na Figura 1 (White, 2011). Após passar pela obstrução, o fluido começa a reduzir sua velocidade e aumentar a pressão; entretanto, nem toda a pressão é recuperada. Entre esses medidores, o mais popular é a placa de orifício que consiste em uma placa com um orifício no centro instalado perpendicularmente ao escoamento do fluido (Campos e Teixeira, 2010).

Figura 1: Representação do comportamento do fluido ao passar por um medidor de vazão do tipo Bernoulli.

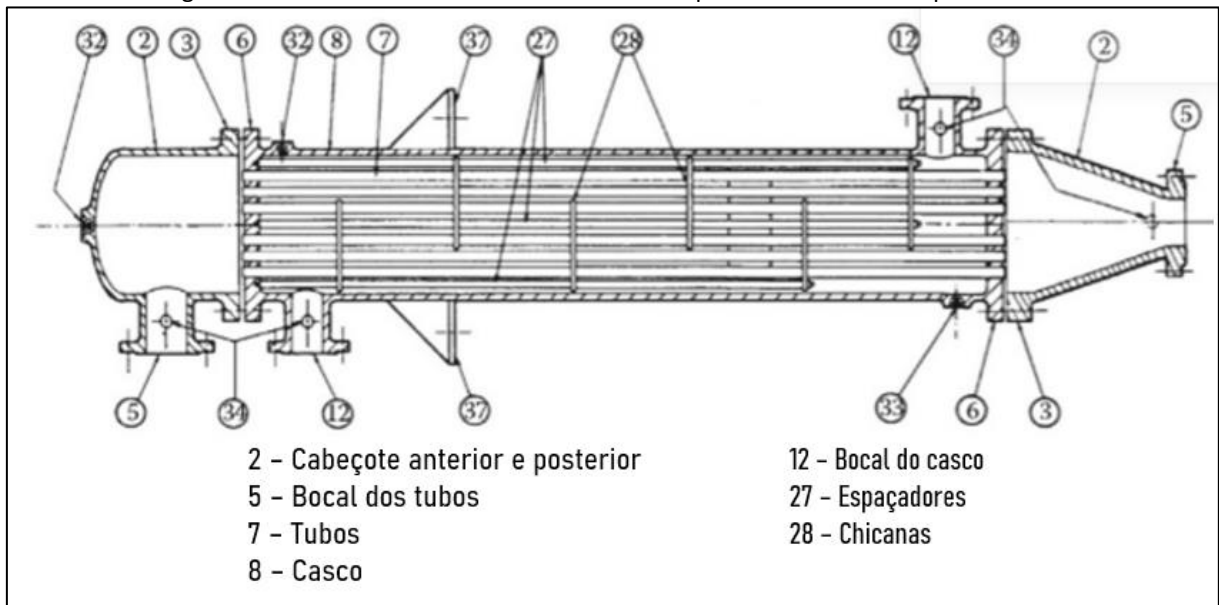


Fonte: White (2011)

## 2.4 Queda de pressão em trocadores de calor

No presente trabalho, serão apresentados os cálculos referentes às quedas de pressão em trocadores de calor. Devido a isso, será feita uma breve explanação sobre os principais tipos de trocadores de calor: trocadores casco e tubo e trocadores duplo-tubo. Nesses trocadores ocorre a passagem de duas correntes de fluidos com temperaturas diferentes, uma no lado do casco e outra no lado do tubo, realizando a troca térmica ao longo do trocador. Os trocadores duplo-tubo são formados por dois tubos concêntricos que são dispostos em dois ramos conhecidos como grampos, que podem ser conectados. Entretanto, esse tipo de trocador apresenta uma pequena área de troca térmica; quando se necessita uma grande área de troca térmica, geralmente são utilizados os trocadores casco e tubo que possuem diversos componentes, alguns deles apresentados na Figura 2 (Kern, 1987). O trocador de calor casco e tubo conta com um casco com um feixe de tubos no seu interior; eles são classificados segundo a norma TEMA apresentada no Anexo A e possuem variações com relação à quantidade de passes dos tubos e da carcaça.

Figura 2: Trocador de calor casco e tubo com um passe no casco e dois passes no tubo.



Fonte: Adaptado de Thuluknam (2013)

Kern (1987) apresenta equações para a obtenção da queda de pressão em trocadores de calor que dependem da geometria do trocador, das características físicas do fluido e do seu escoamento. A Equação 2.12 apresenta o cálculo da queda de pressão para um trocador tipo duplo-tubo:

$$\Delta P = \frac{4fW^2L_t}{2\rho D_{eq}} \quad (2.12)$$

Onde  $W$  representa a vazão mássica do fluido,  $L_t$  o comprimento total dos tubos e  $D_{eq}$  o diâmetro equivalente que no caso de escoamento no casco do trocador duplo-tubo é obtido pela diferença entre o diâmetro interno do tubo externo ( $D_{i2}$ ) e o diâmetro externo do tubo interno ( $D_{e1}$ ):

$$D_{eq} = D_{i2} - D_{e1} \quad (2.13)$$

Para o fator de atrito ( $f$ ) apresentado na Equação 2.12 Kern utiliza a Equação 2.14 para tubos de ferro comercial e aço obtida por Wilson et al. (1922) com um erro de  $\pm 10\%$ .

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(D_{eq}W/\mu)^{0,42}} \quad (2.14)$$

Para os duplos tubos, a queda de pressão na entrada e saída são desprezíveis para o lado dos tubos, entretanto para o lado do casco podem ser significativas e obtidas pela Equação 2.15 (Kern, 1987):

$$\Delta P = \frac{V^2\rho}{2} \quad (2.15)$$

Para o cálculo da queda de pressão em trocadores casco e tubo, Kern apresenta a Equação 2.16 para o lado do tubo e a Equação 2.17 para o lado do casco:

$$\Delta P = \frac{fW^2L_s n}{2g\rho D_{eq}\phi} \quad (2.16)$$

$$\Delta P = \frac{fW^2D_s(N+1)}{2g\rho D_{eq}\phi} \quad (2.17)$$

Onde  $L_s$  é o comprimento dos tubos,  $n$  número de passes dos tubos,  $\phi$  a relação entre viscosidade dinâmica do fluido e da água,  $D_s$  o diâmetro interno do casco e  $N$  número de chicanas.

Para a Equação 2.16 o  $D_{eq}$  é o diâmetro interno do tubo e o fator de atrito é obtido pelo gráfico apresentado no Anexo B; para a Equação 2.17 o  $D_{eq}$  é calculado pela Equação 2.18 e fator de atrito é apresentado no Anexo C, entretanto ele é aplicado apenas para chicanas com corte de 25 %.

$$D_{eq} = \frac{4\left(p_t^2 - \frac{\pi d_e^2}{4}\right)}{\pi d_e} \quad (2.18)$$

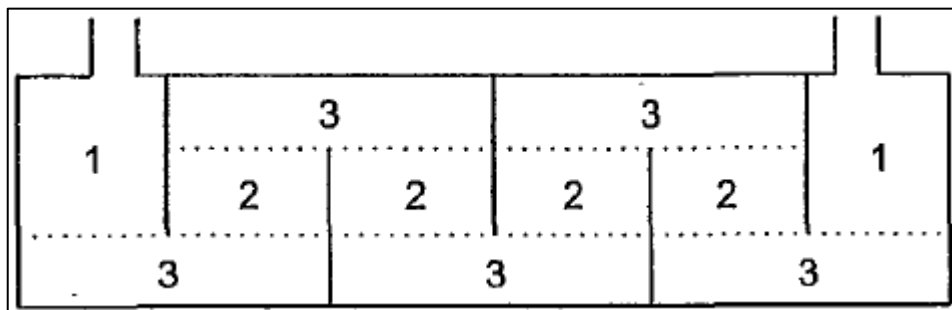
Onde  $p_t$  é o passo dos tubos e  $d_e$  o diâmetro externo dos tubos.

Em trocadores casco e tubo, quando ocorre mais que uma passagem pelos tubos, também deve ser considerado a queda de pressão devido à mudança abrupta de 180° do fluido que escoo pelo tubo; Kern calcula essa queda de pressão pela Equação 2.19:

$$\Delta P = \frac{4n\rho V^2}{2} \quad (2.19)$$

Os métodos apresentados por Kern têm uma grande importância, sendo um padrão industrial utilizado por anos; entretanto, o escoamento no lado do casco é bem mais complexo do que esse método considera, sendo o método de Bell-Delaware considerado o mais preciso e recomendado entre os métodos da literatura aberta (Araujo, 2002). Esse método divide a queda de pressão total do trocador de calor ( $\Delta P_s$ ) em três partes: na entrada e saída ( $\Delta P_e$ ), nas seções de escoamento cruzado ( $\Delta P_c$ ) e nas janelas ( $\Delta P_w$ ), conforme apresentado na Figura 3:

Figura 3: Divisão da queda de pressão no casco de um trocador tipo casco e tubo segundo método de Bell-Delaware.



Fonte: Araujo (2002)

Legenda:

1. Queda de pressão na entrada nas seções de entrada e saída ( $\Delta P_e$ ).

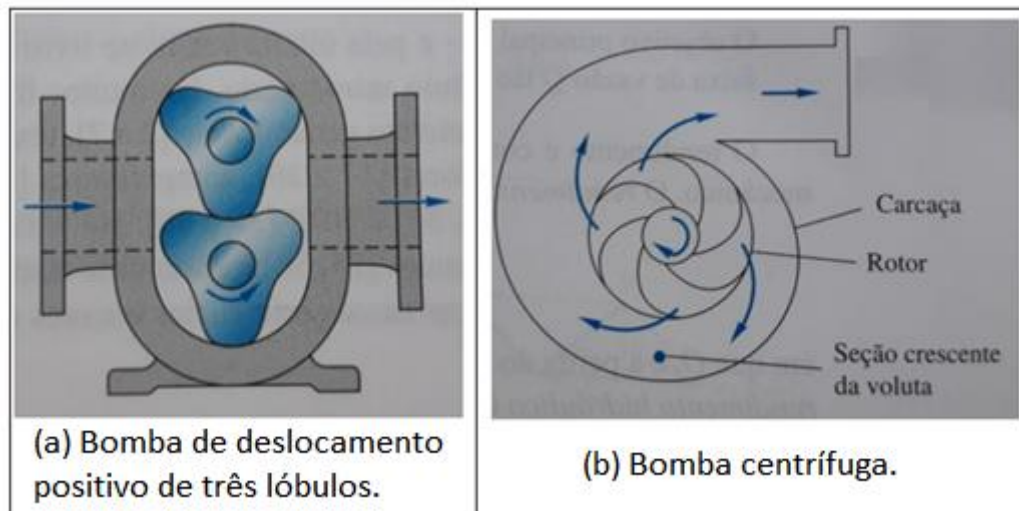
2. Queda de pressão nas seções de escoamento cruzado ( $\Delta P_c$ ).
3. Queda de pressão nas janelas ( $\Delta P_w$ ).

Araújo (2002) apresenta os cálculos envolvidos nesse método, o qual é mais complexo e necessita de mais especificações do trocador de calor em relação ao método de Kern. Esses cálculos estão apresentados no Apêndice A e a definição de algumas variáveis apresentadas nos Anexos D, E e F.

## 2.5 Sistemas de bombeamento

Para gerar a força motriz para iniciar e/ou manter o escoamento de um fluido, são utilizadas bombas para fluidos incompressíveis líquidos ou pastosos e, para gases e vapores, ou seja, fluidos compressíveis, são utilizados ventiladores, sopradores ou compressores (Fox et al., 2018). Quanto ao mecanismo de funcionamento, as bombas são classificadas em bombas de deslocamento positivo ou bombas dinâmicas. Nas bombas de deslocamento positivo, os elementos móveis forçam o movimento do fluido por meio da variação de volume ao abrirem e fecharem uma cavidade, dessa forma, fornecem um escoamento periódico. Já as bombas dinâmicas acrescentam quantidade de movimento ao fluido por meio de pás ou aletas que se movem rapidamente proporcionando uma vazão maior e mais estável em relação às bombas de deslocamento positivo. As bombas dinâmicas também podem ser classificadas em relação à angulação do fluxo de descarga em relação ao motor, podendo ser radial, axial ou mista (White, 2011). A Figura 4 apresenta exemplos de bombas: à esquerda, uma bomba de deslocamento positivo rotativa de lóbulos, provida de dois rotores, e, à direita, uma bomba dinâmica de fluxo radial, mais conhecida como bomba centrífuga.

Figura 4: Exemplos de bomba de deslocamento positivo rotativa de três lóbulos (a) e bomba dinâmica de fluxo radial (centrífuga) (b).



Fonte: Adaptado de White (2011)

### 2.5.1 Escolha da bomba

De modo geral, a escolha da bomba depende, além da pressão e vazão requisitadas, das propriedades do fluido que será transportado, como viscosidade, presença de partículas ou sólidos em suspensão, potencial de corrosão, entre outros. Para sua aquisição, é mais econômico escolher uma bomba de produção em série do que adquirir uma bomba sob encomenda. Sabendo qual o tipo de bomba é mais adequado ao processo, é preciso consultar

os catálogos dos fabricantes que contemplam as curvas características da bomba, as quais relacionam a carga fornecida (em metros de coluna d'água) em função da vazão do escoamento. Nos catálogos, também são encontradas as curvas de eficiência, que estão diretamente relacionadas aos gastos energéticos do bombeamento (Fox et al., 2018).

Caso não haja bomba no mercado com as especificações necessárias, é possível fazer algumas modificações nas dimensões e funcionamento da mesma para obter o desempenho desejado. Essas modificações podem ser baseadas em equações deduzidas pela análise dos parâmetros adimensionais, como a Equação 2.20, que correlaciona a vazão da bomba ( $Q$ ), a velocidade de rotação ( $\omega$ ) e o diâmetro do impelidor ( $d$ ), assim como a Equação 2.21, que correlaciona a carga fornecida ( $H$ ), a frequência de rotação ( $\omega$ ) e o diâmetro do impelidor ( $d$ ) (Fox et al., 2018).

$$\frac{Q_2}{\omega_1 d_1^3} = \frac{Q_2}{\omega_2 d_2^3} \quad (2.20)$$

$$\frac{H_1}{\omega_1^2 d_1^2} = \frac{H_2}{\omega_2^2 d_2^2} \quad (2.21)$$

Quando se trata de fluidos líquidos, é necessário verificar a ocorrência de cavitação durante o funcionamento da bomba, fenômeno que ocorre quando a pressão estática local fica abaixo da pressão de vapor do fluido. Esse fenômeno gera um fluxo turbulento bifásico líquido-vapor instável que afeta significativamente o desempenho, a segurança e a estabilidade do sistema de bombeamento (Yun et al., 2021). Dessa forma, é importante garantir que a pressão de estagnação no escoamento na sucção da bomba seja superior à pressão de vapor do líquido ( $P_v$ ). Devido a isso, os fabricantes de bombas fornecem a pressão necessária na sucção da bomba para evitar a cavitação, esse parâmetro é conhecido como NPSHr (Net Positive Suction Head Required), que deve ser inferior à pressão disponível na sucção da bomba conhecida como NPSHa (Net Positive Suction Head Available).

### 3 Estudo de caso

Nesse capítulo será apresentado a empresa Innova, suas sedes e produtos, assim como as etapas do processo produtivo da Unidade II, com foco no sistema que será a base de estudo desse trabalho.

#### 3.1 Descrição da empresa e processo produtivo

A Innova é uma empresa brasileira que atua na indústria petroquímica de primeira, segunda e terceira geração, na produção de estireno e seus derivados para os mais diversos fins. Atualmente, estão em operação duas plantas industriais de alta tecnologia, uma no Polo Industrial de Manaus (AM) e outra situada no Polo Petroquímico de Triunfo (RS). Em Manaus, estão situadas três unidades, a Unidade I, Unidade III e Unidade IV.

A Unidade I produz os filmes plásticos de polipropileno biorientado (BOPP), os laminados plásticos de poliestireno e polipropileno, e as tampas plásticas para bebidas carbonatadas e não-carbonatadas. A Unidade IV é uma petroquímica que produz os poliestirenos GPPS (para uso geral) e HIPS (de alto impacto) em suas variações ou, como são comumente chamados, *grades*. Em Triunfo (RS), encontra-se a Unidade II, única petroquímica no país a integrar numa mesma planta industrial a produção do etilbenzeno, monômero de estireno, tolueno, poliestirenos para uso geral (GPPS) e de alto impacto (HIPS), bem como o poliestireno expansível (EPS), este último com a marca Newcell. Ela sedia também o Centro de Tecnologia em Estirênicos, referência nacional na produção de patentes no segmento. Em dezembro de 2021, a RiMO S.A foi incorporada à Innova, tornando-se a Unidade III; essa está localizada em Manaus ao lado da Unidade IV e fabrica os suportes físicos de mídias, como Discos Blu-ray, DVD e CD, além de possuir um parque gráfico destinado às embalagens especiais<sup>[3]</sup>.

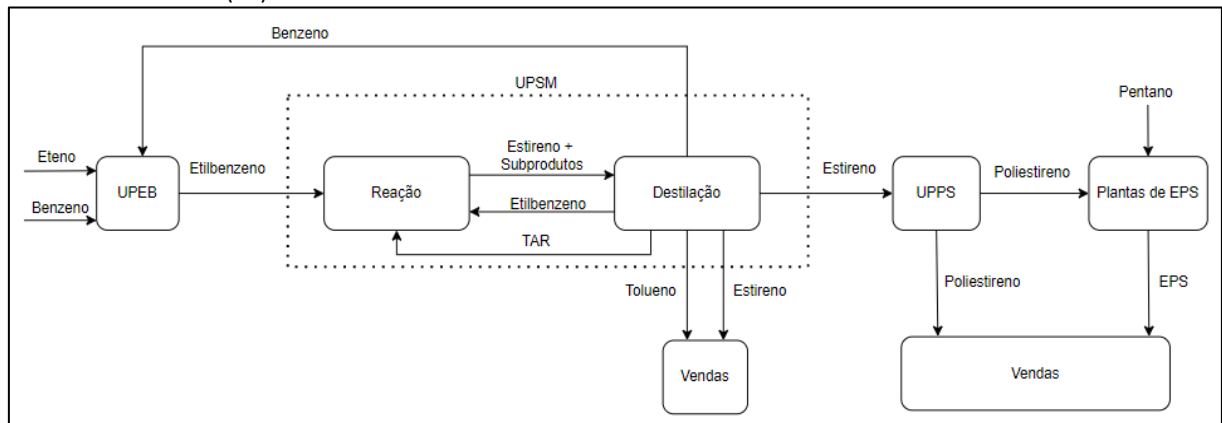
Como o presente trabalho envolve uma das plantas da Unidade II, em Triunfo (RS), serão abordados mais detalhes sobre este segmento. Nesta planta, no início da cadeia produtiva, a Unidade Produtiva de etilbenzeno (UPEB) recebe benzeno e eteno para a formação de etilbenzeno. O etilbenzeno gerado é enviado à Unidade Produtiva de Estireno (UPSM), onde é convertido a estireno; essa unidade pode ser dividida em duas etapas: a primeira onde ocorre a reação de etilbenzeno para estireno, chamada de etapa de reação; e a segunda onde ocorre a separação do estireno e dos subprodutos formados na reação, chamada de etapa de destilação. Na etapa de destilação, os monômeros eteno e benzeno separados retornam para UPEB onde serão utilizados como matéria-prima. O tolueno e parte do estireno separados são vendidos, e o etilbenzeno retorna para a etapa de reação para ser convertido novamente em estireno. Ainda, há a separação de compostos pesados (TAR) no fundo das torres de destilação, sendo que esses compostos também serão enviados para a etapa de reação onde serão queimados nos fornos para geração de energia.

---

[3] Innova. Home[página do LinkedIn] Disponível em: <<https://www.linkedin.com/company/videolarinnova/about/>>. Acesso em: 5 de jul de 2022.

Parte do estireno formado é enviada à Unidade Produtiva de Poliestireno (UPPS) para polimerização e formação de poliestireno. A empresa ainda possui duas plantas para geração de poliestireno expansível (EPS) que utilizam como principais matérias-primas o poliestireno produzido na UPPS e o pentano que atua como agente de expansão. As principais etapas do processo produtivo supracitado estão apresentadas na Figura 5 em um fluxograma simplificado.

Figura 5: Fluxograma simplificado do processo produtivo de estireno da Unidade II da Empresa Innova, situada em Triunfo (RS).



Fonte: Autor

### 3.2 Formulação do problema

O sistema que será estudado nesse trabalho se localiza na etapa de destilação presente na Unidade Produtiva de Estireno (UPSM) do processo produtivo da Unidade II da Innova situada em Triunfo (RS).

Nessa etapa, a última torre de destilação é responsável pela separação do benzeno pelo topo e tolueno pela base. O tolueno obtido é enviado à área de tancagem para venda posterior, diferentemente do benzeno que retornará para a planta de etilbenzeno novamente como matéria-prima para a reação. Entretanto, algumas vezes pode ocorrer a parada da reação da UPSM, conhecido como *trip*. Os principais motivos que podem forçar a parada da reação de estireno é a perda do controle da temperatura do reator que pode atingir valores elevados (maior que 650 °C), falha mecânica de equipamentos fundamentais, como compressores e falha no abastecimento de energia elétrica, podendo inviabilizar o funcionamento de alguns equipamentos e a comunicação entre os controladores e a planta. Caso isso aconteça, para que não seja necessário parar a etapa de destilação, todos os componentes separados nas torres de destilação são enviados a um tanque intermediário entre a etapa de reação e a etapa de destilação. Essa manobra permite que os produtos separados na etapa de destilação fiquem recirculando, o que possibilita o funcionamento contínuo das torres de destilação e dos equipamentos auxiliares envolvidos. Dessa forma, quando a etapa de reação é normalizada, evitam-se perdas no tempo de processo relacionadas à especificação das torres de destilação. Porém, segundo relatado pelos operadores da planta, as bombas responsáveis por transportar os fluidos separados na torre de destilação de benzeno e tolueno não são capazes, atualmente, de transmitir a carga necessária para enviá-los ao tanque intermediário.

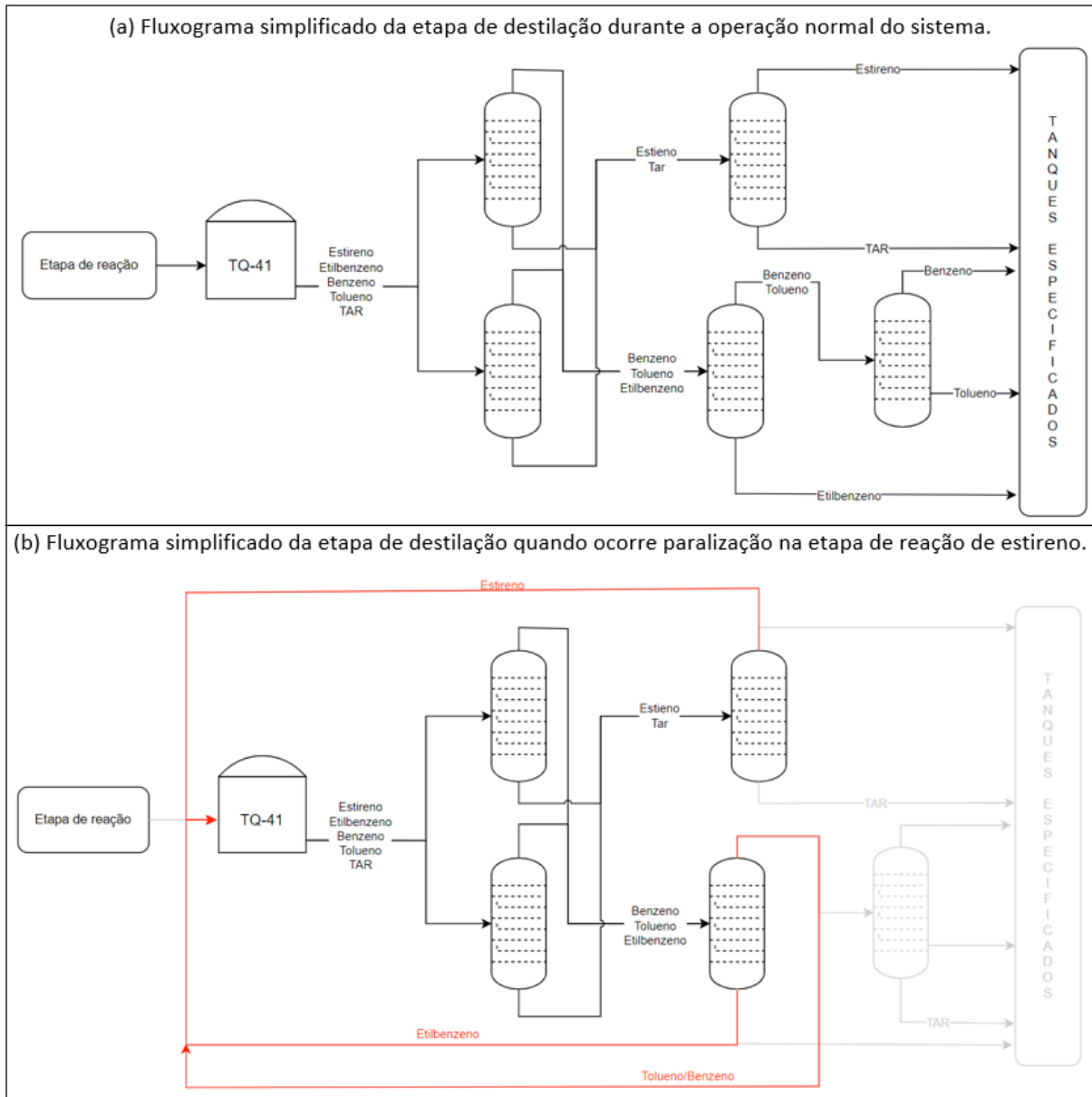
Durante o percurso do benzeno e tolueno para o tanque intermediário, essas correntes se encontram com as correntes de etilbenzeno e estireno, também oriundas de torres de destilação, as quais, durante o *trip*, possuem energia suficiente para chegar ao tanque intermediário.

Para contornar o problema citado, a alimentação de benzeno e tolueno da torre de destilação é fechada, e a torre é desativada até a reação retornar normalmente, enquanto as demais torres de destilação continuam em operação enviando seus produtos para o tanque intermediário. Essa manobra causa consideráveis perdas energéticas e tempo de produção, pois, durante esse período, a torre resfria e quando é acionada novamente demora até atingir sua especificação de processo, enquanto as demais torres já estão operando na temperatura e pressão adequada.

Na Figura 6 está apresentado o alinhamento das correntes obtidas nas torres de destilação quando a etapa da reação está operando normalmente Figura 6 (a) e quando ocorre a parada da etapa da reação Figura 6 (b).



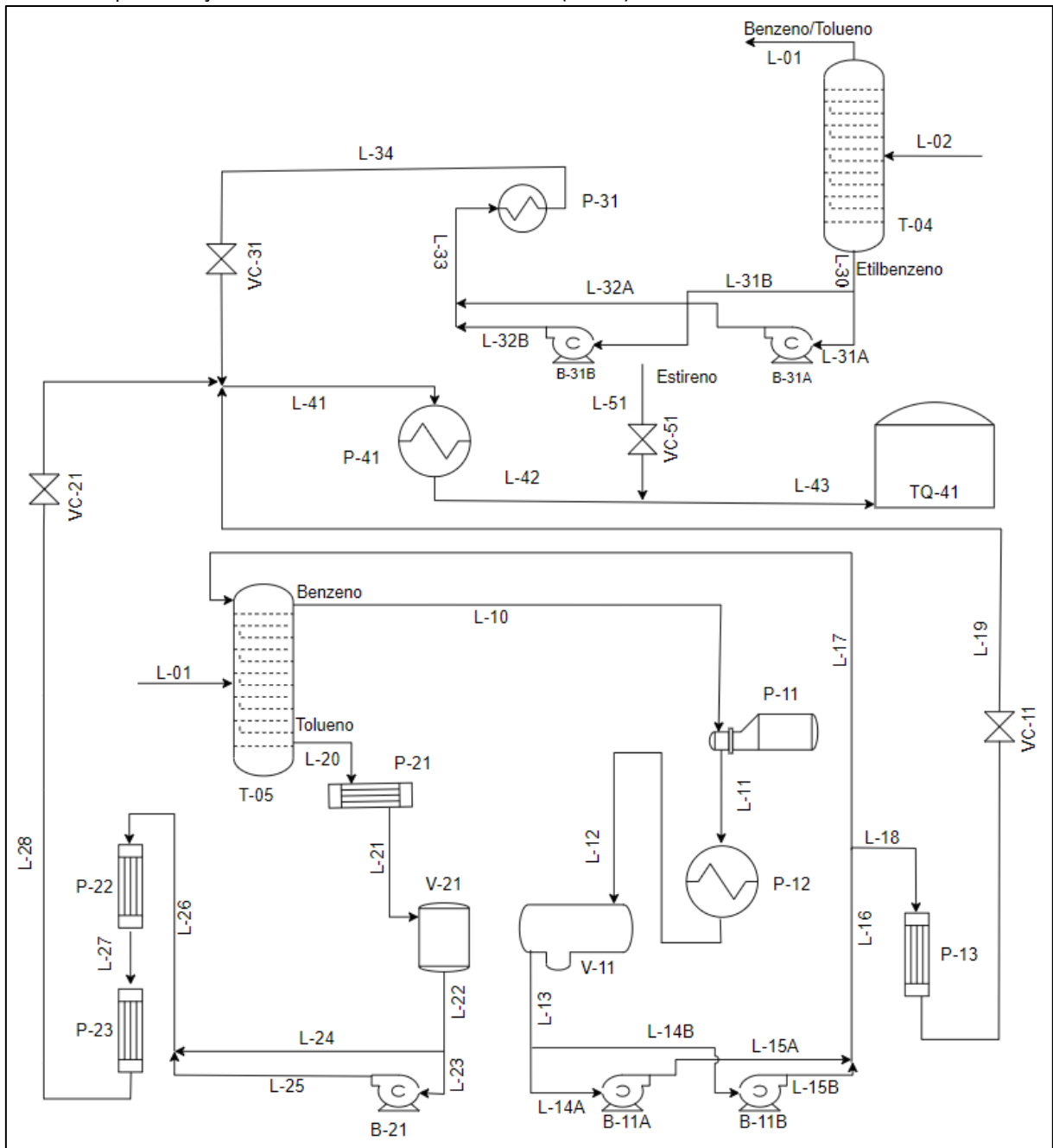
Figura 6: Fluxograma simplificado da etapa de destilação durante operação normal do sistema (a) e quando ocorre paralização na etapa de reação de estireno (b).



Fonte: Autor

O fluxograma simplificado do percurso que deveria ser realizado quando a etapa de reação entra em *trip*, contendo o percurso entre as torres de destilação de benzeno, tolueno e etilbenzeno até o tanque intermediário, assim como os principais equipamentos durante esse percurso está apresentado na Figura 7.

Figura 7: Fluxograma simplificado do percurso do benzeno, tolueno e etilbenzeno quando ocorre paralização na etapa de reação na Unidade Produtiva de Estireno (UPSM).



Fonte: Autor

Legenda:

- T-05** Torre de separação de benzeno e tolueno.
- P-11** Trocador de calor responsável por condensar o benzeno.
- P-12** Trocador de calor responsável por reduzir a temperatura do benzeno.
- V-11** Vaso responsável por separar o benzeno da água residual.
- B-11A/B** Bombas responsáveis pelo transporte de benzeno.
- P-13** Trocador responsável pela redução de temperatura do benzeno.
- VC-11** Válvula de controle de vazão de benzeno.
- P-21** Trocador de calor responsável pela redução de temperatura do tolueno.

- 
- V-21** Vaso de armazenamento do tolueno.
  - B-21** Bomba centrífuga responsável pelo transporte do tolueno.
  - P-22** Trocador de calor responsável pela redução de temperatura do tolueno.
  - P-23** Trocador de calor responsável pela redução de temperatura do tolueno.
  - VC-21** Válvula de controle de vazão de tolueno.
  - T-02** Torre de separação de estireno e etilbenzeno.
  - B-31A/B** Bombas responsáveis pelo transporte de etilbenzeno.
  - P-31** Trocadores responsáveis pelo resfriamento do etilbenzeno.
  - VC-31** Válvula de controle de vazão etilbenzeno.
  - P-41** Trocador de calor responsável pela redução da mistura de hidrocarbonetos.
  - TQ-41** Tanque intermediária para armazenamento de mistura de hidrocarbonetos.
  - VC-51** Válvula de controle de vazão estireno.

## 4 Materiais e Métodos

Nesse capítulo será apresentado as especificações do fluido e do trecho entre as torres de destilação até o tanque TQ-41, detalhando a tubulação, acessórios e equipamentos presentes na linha.

### 4.1 Propriedades dos fluidos

Para os fluidos em estudo (benzeno, tolueno e etilbenzeno), será considerado que ao longo do escoamento só ocorrem alterações de temperatura nos trocadores de calor. Com isso posto, para os cálculos de queda de pressão serão utilizados os dados de temperatura, da massa específica e da viscosidade dinâmica dos fluidos apresentados na Tabela 1. As temperaturas foram obtidas por medições em campo, enquanto a massa específica e a viscosidade dinâmica das misturas foram obtidas utilizando o simulador DWSIM; a simulação está apresentada no Anexo G.

Tabela 1: Propriedades dos fluidos em cada tubulação.

| Fluido                   | Linha          | Temperatura (°C) | Massa específica (kg/m <sup>3</sup> ) | Viscosidade dinâmica (Pa.s) |
|--------------------------|----------------|------------------|---------------------------------------|-----------------------------|
| Benzeno                  | L-15A/B a L-18 | 35               | 863                                   | 5,37E-4                     |
|                          | L-19           | 15               | 883                                   | 6,97E-4                     |
| Tolueno                  | L-25 a L-26    | 155              | 731                                   | 1,85E-4                     |
|                          | L-27           | 45               | 846                                   | 451E-4                      |
|                          | L-28           | 30               | 860                                   | 5,33E-4                     |
| Etilbenzeno              | L-23A/B        | 165              | 727                                   | 2,09E-4                     |
|                          | L-34           | 88               | 805                                   | 3,40E-4                     |
| Mistura de 3 componentes | L-41           | 84               | 811                                   | 3,50E-4                     |
|                          | L-42           | 40               | 852                                   | 5,35E-4                     |
| Mistura de 4 componentes | L-43           | 25               | 885                                   | 6,76E-4                     |

Fonte: Massa específica e viscosidade dinâmica pelo simulador DWSIM e temperaturas medidas em campo

As vazões dos fluidos que são separados nas torres podem variar em relação à demanda do mercado e à eficiência do catalisador da reação de estireno que é reduzida ao longo do tempo gerando mais subprodutos. Dessa forma, as vazões que serão utilizadas no estudo serão aquelas relacionadas a maior vazão possível.

### 4.2 Sistema de bombeamento

As bombas presentes nas linhas são do tipo centrifugas; nas linhas de benzeno e etilbenzeno existem duas bombas em paralelo idênticas, sendo uma de reserva, acionada apenas quando ocorre algum problema mecânico na outra bomba. A bomba reserva de tolueno foi retirada de operação devido a um problema mecânico, e no seu lugar foi instalada uma tubulação que permite a passagem do fluido.

As curvas características das bombas de benzeno, tolueno e etilbenzeno estão apresentadas, respectivamente, nos Anexos H, I e J. Cabe ressaltar que o diâmetro dos rotores das bombas de benzeno e tolueno foram obtidos pela placa de identificação das mesmas, que podem ser visualizadas nos Anexos K e L. No caso da bomba de etilbenzeno, durante a

ampliação da capacidade produtiva da planta, o rotor original da B-31<sup>a</sup>/B foi substituído por um rotor maior, de 236 mm. Os valores de carga das bombas, segundo as suas curvas, em unidades métricas e de pressão estão expostos na Tabela 2.

Tabela 2: Dados das bombas segundo folhas de dados

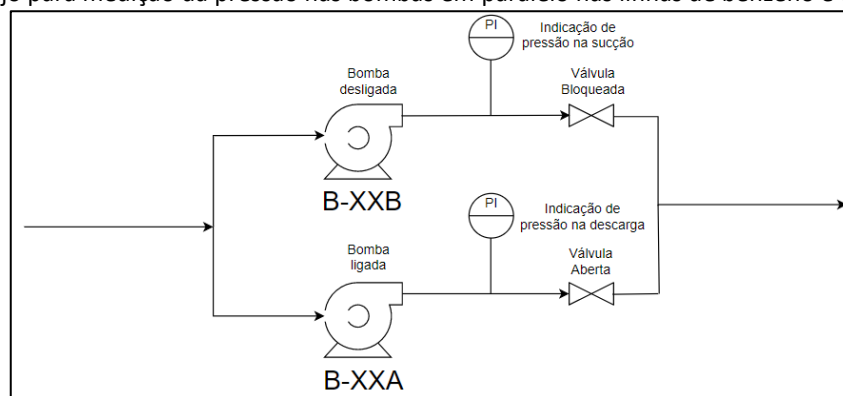
| Bomba                 | Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h) | Diâmetro do Rotor (mm) | Carga fornecida (m) | Aumento de pressão fornecida (Pa) |
|-----------------------|---------------------------------------|------------------------|---------------------|-----------------------------------|
| B-11A/B (benzeno)     | 4,1                                   | 182                    | 68                  | 5,70E+5                           |
| B-21 (tolueno)        | 1,8                                   | 150                    | 10,2                | 0,72E+5                           |
| B-31A/B (etilbenzeno) | 32,9                                  | 236                    | 114                 | 8,15E+5                           |

Fonte: Anexos H, I, J, K e L

A fim de verificar a coerência dos dados e equações utilizadas, foram realizadas algumas medições de pressão nas linhas. Para determinar a pressão disponível na sucção das bombas de etilbenzeno e benzeno foi realizado o seguinte procedimento: a válvula da bomba que estava desligada foi bloqueada, dessa forma, a pressão medida na linha dessa bomba representa aquela na sucção da bomba, e o valor medido na linha com a bomba ligada representa a pressão de descarga. Para o caso do tolueno, como uma das bombas foi removida, apenas foi bloqueada a linha que estava sem a bomba.

Na Figura 8 está representado esquematicamente as linhas com as bombas e as posições dos medidores de pressão utilizados nas medições.

Figura 8: Arranjo para medição da pressão nas bombas em paralelo nas linhas de benzeno e etilbenzeno.

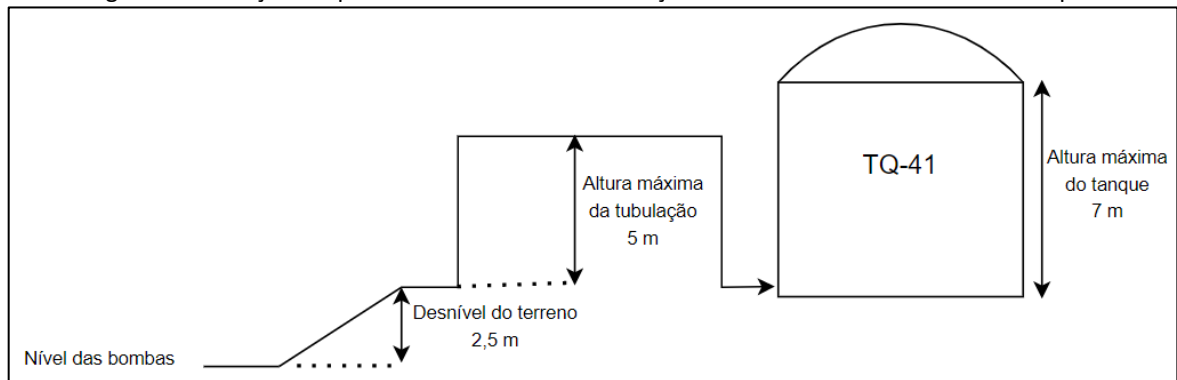


Fonte: Autoral

### 4.3 Diferença de altura e pressão do sistema

Todas as bombas do sistema de estudo estão instaladas no nível do chão assim como o ponto de junção do benzeno, tolueno e etilbenzeno. Como ocorre um desnível do terreno da empresa, o tanque está instalado a uma altura de 2,5 m em relação às bombas, a altura máxima que o tanque suporta é de 7 m e a altura máxima alcançada pela tubulação é de 5 m, como está ilustrado na Figura 9.

Figura 9: Ilustração simplificada mostrando a diferença de altura entre as bombas e o tanque.



Fonte: Autoral

Para evitar a alteração da pressão interna devido às alterações do nível, o tanque possui uma entrada de gás nitrogênio que estabiliza sua pressão interna em torno de 1,015 atm, levemente superior a pressão atmosférica. Com isso, evita-se a entrada de oxigênio em possíveis aberturas no tanque, criando uma atmosfera não explosiva.

#### 4.4 Especificação das tubulações de processo

As linhas de processo estudadas são de aço carbono e correspondem à classe A2A segundo as especificações de engenharia da empresa apresentada no Anexo M. As especificações de medida, como diâmetro interno e espessura, estão apresentadas na Tabela 3. A rugosidade do material será considerada de  $4,60E-5$  m de acordo com o Anexo N.

Tabela 3: Especificações das medidas das tubulações

| Diâmetro Nominal (in) | Espessura (sch) | Diâmetro interno (m) | Área da secção interna (m <sup>2</sup> ) |
|-----------------------|-----------------|----------------------|--|
| 1                     | 80              | 0,0243               | 4,64E-4                                  |
| 1 ½                   | 80              | 0,0381               | 1,14E-3                                  |
| 2                     | 40              | 0,0525               | 2,16E-3                                  |
| 3                     | 40              | 0,0779               | 4,77E-3                                  |
| 4                     | 40              | 0,102                | 8,22E-3                                  |
| 6                     | 40              | 0,154                | 1,86E-2                                  |

Fonte: Anexo M e ANSI B.36.10

O comprimento da tubulação e quantidade de acessórios presentes nas linhas estão apresentados na Tabela 4:

Tabela 4: Especificações das medidas das tubulações e acessórios presentes nas linhas de processo.

| (continua)                                   |                  |                          |            |
|--|------------------|--------------------------|------------|
| Linhas                                       | Tipo             | Diâmetro Nominal<br>(in) | Quantidade |
| Benzeno<br>L-15 a L-19<br>(Exceto L-17)      | Tubulação        | 1                        | 58 m       |
|  |                  | 1 ½                      | 18 m       |
|  |                  | 2                        | 3 m        |
|  | Cotovelo 90°     | 1                        | 19         |
|  |                  | 1 ½                      | 5          |
|  | Curva 90°        | 2                        | 5          |
|  | Válvula gaveta   | 1                        | 2          |
|  |                  | 1 ½                      | 8          |
|  | Válvula globo    | 1                        | 1          |
|  | Válvula retenção | 1                        | 1          |
|  | Tê caso 1        | 1                        | 3          |
|  |                  | 1 ½                      | 3          |
|  | Tê caso 2        | 1                        | 1          |
|  |                  | 1 ½                      | 1          |
| Placa de orifício                            | 2                | 1                        |            |
| Tolueno<br>L-24 a L-28                       | Tubulação        | 1 ½                      | 72 m       |
|  |                  | 2                        | 5 m        |
|  | Cotovelo 90°     | 1 ½                      | 21         |
|  |                  | 2                        | 1          |
|  | Curva 90°        | 1 ½                      | 1          |
|  |                  | 2                        | 1          |
|  | Válvula gaveta   | 1 ½                      | 5          |
|  | Válvula retenção | 1 ½                      | 2          |
|  | Tê caso 1        | 1 ½                      | 5          |
|  | Tê caso 2        | 1 ½                      | 5          |
| Placa de orifício                            | 2                | 1                        |            |
| Etilbenzeno<br>L-32 a L-34                   | Tubulação        | 3                        | 27 m       |
|  |                  | 4                        | 38 m       |
|  | Curva 90°        | 3                        | 10         |
|  |                  | 4                        | 13         |
|  | Válvula gaveta   | 3                        | 4          |
|  |                  | 4                        | 1          |
|  | Válvula retenção | 3                        | 2          |
|  |                  | 4                        | 1          |
|  | Tê caso 1        | 3                        | 1          |
|  | Tê caso 2        | 4                        | 1          |
| Placa de orifício                            | 3                | 1                        |            |
| Mistura dos três<br>compostos<br>L-41 a L-42 | Tubulação        | 4                        | 20         |
|  | Curva 90°        | 4                        | 6          |

(conclusão)

| Linhas                             | Tipo           | Diâmetro Nominal (in) | Quantidade |
|------------------------------------|----------------|-----------------------|------------|
| Mistura dos quatros compostos L-43 | Tubulação      | 4                     | 382 m      |
|                                    |                | 6                     | 65 m       |
|                                    | Curva 90°      | 4                     | 27         |
|                                    |                | 6                     | 42         |
|                                    | Válvula gaveta | 6                     | 2          |
|                                    | Tê caso 1      | 6                     | 1          |
| Tê caso 2                          | 6              | 1                     |            |

Fonte: Desenho isométrico das linhas

#### 4.5 Parâmetros para o cálculo da perda de carga da tubulação e acessórios

As perdas de carga distribuídas e localizadas foram calculadas, respectivamente, pela Equação 2.8 e Equação 2.11, onde o fator de atrito usado para o cálculo das perdas distribuídas corresponde aquele encontrado na equação de Haaland (Equação 2.10).

Para o coeficiente de perda de carga de cotovelos, válvulas, foi utilizado os valores apresentados no Anexo O. Como este anexo apresenta apenas os coeficientes de perda de carga com conexões rosqueadas e flangeadas, para os cotovelos que são soldados nas linhas (conexão que apresentam menor perda de carga em relação às demais), o coeficiente de perda de carga utilizado será referente à conexão flangeada que apresenta menores coeficientes de perda de carga em relação à conexão rosqueada. No caso das válvulas, a conexão nas tubulações é por meio de flanges e com exceção das válvulas de controle, todas permanecem completamente abertas. Para diâmetros nominais intermediários que não são apresentados no Anexo O, o fator de perda de carga foi obtido por interpolação.

As válvulas de retenção presentes no sistema são do tipo pistão, como esse tipo de válvula possui uma estrutura semelhante à válvula globo, o coeficiente de perda de carga utilizado será o mesmo.

Tabela 5: Coeficiente de perda de carga para válvulas e cotovelos em relação ao diâmetro nominal.

| Diâmetro nominal (in) | 1    | 1 ½  | 2    | 3    | 4    | 6    |
|-----------------------|------|------|------|------|------|------|
| Válvula gaveta        | 0,80 | 0,57 | 0,35 | 0,25 | 0,16 | 0,11 |
| Válvula globo         | 13   | 10,7 | 8,5  | 7,25 | 6,00 | 5,90 |
| Cotovelo 90° RL       | 0,40 | 0,35 | 0,3  | 0,24 | 0,19 | 0,17 |

Fonte: Anexo C.4

Os valores dos coeficientes de perda de carga para os tês está apresentado no Anexo P e para curvas de 90° será obtido pela Equação 4.1 proposta por Ito (1980) e referenciado por White (2002), onde  $\alpha$  é calculado pela Equação 4.2.

$$K = 0,388\alpha \left(\frac{R}{D}\right)^{0,84} \quad (4.1)$$

$$\alpha = 0,95 + 4,42 \left(\frac{R}{D}\right)^{-1,96} \quad (4.2)$$



Todas as curvas instaladas no sistema de estudo são de raio longo que, segundo a norma técnica ANSI B 16.9, a razão entre o raio (R) e o diâmetro da curva (D) é de 1,5.

Cada fluido possui um medidor de vazão tipo placa de orifício localizado um pouco antes das válvulas de controle; a Tabela 6 apresenta a razão entre o diâmetro do orifício do medidor e o diâmetro interno do tubo ( $\beta$ ) obtido do Anexo Q, que será utilizada para obter o coeficiente de perda de carga do medidor pelo gráfico apresentado no Anexo R.

Tabela 6: Especificações dos medidores de vazão de cada linha.

| Linha              | Diâmetro interno da linha (mm) | Diâmetro do orifício (mm) | $\beta$ |
|--------------------|--------------------------------|---------------------------|---------|
| L-19 (Benzeno)     | 52,5                           | 13,87                     | 0,264   |
| L-28 (Tolueno)     | 52,5                           | 14,48                     | 0,276   |
| L-34 (Etilbenzeno) | 77,9                           | 52,5                      | 0,673   |

Fonte: Anexo Q

#### 4.6 Especificação dos trocadores de calor

As perdas nos trocadores de calor foram calculadas conforme o método de Kern que foi apresentado no item 2.4, e para o P-41 também foi utilizado o método de Bell-Delaware a fim de comparar os métodos.

Os trocadores de calor P-13, P-22 e P-23 presentes nas linhas de processo são do tipo duplo-tubo compostos por dois grampos com 6 m de comprimento; o diâmetro externo do tubo interno é de 32,3 mm e o diâmetro interno do tubo externo é de 40,8 mm. Nesses trocadores, o fluido de processo passa pelo casco e nos tubos passa água.

Os trocadores P-31 e P-41 são do tipo casco e tubo. O P-31 é composto por três trocadores em série idênticos do tipo BEM com um passo no casco e dois passos nos tubos, neles o benzeno escoar pelo feixe composto por 60 tubos que possuem 6 m de comprimento e diâmetro interno de 14,8 mm. O P-41 também é do tipo BEM com um passo no casco e dois passos nos tubos; o arranjo dos tubos é triangular com inclinação de 30° e a mistura de hidrocarbonetos passa pelo casco. As especificações desse trocador de calor necessárias para o cálculo da queda de pressão pelo método de Bell-Delaware e pelo método de Kern estão apresentadas na Tabela 7.

Tabela 7: Especificações do trocador de calor P-41 utilizadas no cálculo da queda de pressão.

| Parâmetro   | Valor          |
|---|----------------|
| Diâmetro externo do tubo                              | 19,1 mm        |
| Diâmetro da envoltória do feixe de tubos              | 410 mm         |
| Diâmetro interno do casco                             | 417 mm         |
| Distância da chicana de entrada                       | 328 mm         |
| Distância da chicana de saída                         | 224 mm         |
| Espaço entre chicanas                                 | 170 mm         |
| Corte da chicana                                      | 54,5 mm (13 %) |
| Número de chicanas                                    | 33             |
| Número de tubos                                       | 176            |
| Passo dos tubos                                       | 25,4 mm        |
| Passo dos tubos normal à direção do escoamento        | 22,0 mm        |
| Passo dos tubos perpendicular à direção do escoamento | 12,7 mm        |
| Folga diametral casco chicana                         | 3,8 mm         |
| Folga diametral tubo chicana                          | 0,3 mm         |

*Fonte:* Desenho técnico do trocador obtido no arquivo técnico da empresa

Caso seja necessário realizar um aumento de pressão do sistema, é importante verificar se a pressão máxima na descarga da bomba será inferior à pressão máxima de trabalho admissível para os trocadores de calor, as quais foram obtidas das folhas de dados dos trocadores de calor e estão apresentadas na Tabela 8.

Tabela 8: Pressão máxima de operação dos trocadores de calor.

| Trocador de calor | Pressão máxima de operação (Pa) |
|-------------------|---------------------------------|
| P-13              | 12,7 E+5                        |
| P-22              | 8,85 E+5                        |
| P-23              | 8,00 E+5                        |
| P-31              | 12,4 E+5                        |
| P-41              | 11,4 E+5                        |

*Fonte:* Folha de dados dos trocadores de calor

## 5 Resultados e discussões

Na Tabela 9 estão expostos os valores obtidos para as pressões na sucção e descarga das bombas nas linhas de benzeno, tolueno e etilbenzeno, medidas conforme o item 4.2 da metodologia.

Tabela 9: Pressões medidas na sucção e descarga das bombas nas linhas de benzeno, tolueno e etilbenzeno.

| Bomba                 | Pressão na sucção (Pa) | Pressão na descarga (Pa) | Pressão fornecida (Pa) |
|-----------------------|------------------------|--------------------------|------------------------|
| B-11A/B (benzeno)     | 2,4E+5                 | 8,1E+5                   | 5,7E+5                 |
| B-21 (tolueno)        | 3,1E+5                 | 4,1E+5                   | 1,0E+5                 |
| B-31A/B (etilbenzeno) | 1,6E+5                 | 10,7E+5                  | 9,1E+5                 |

Fonte: Autoral

Comparando os valores da Tabela 9 com aqueles da Tabela 2 (dados das curvas características das bombas), constatou-se que a bomba de benzeno fornece uma pressão que coincide com o seu catálogo. No caso da bomba de etilbenzeno, a pressão fornecida, segundo à medição em campo, foi 11,9 % superior em relação ao catálogo. Isso pode ser explicado pelo fato desta bomba ser inicialmente projetada com a finalidade de fornecer energia ao estireno na linha de saída no fundo da coluna de destilação, sendo realocada posteriormente para o transporte do etilbenzeno. Para a bomba de tolueno houve uma diferença de 39 %. Entretanto, conforme informações dos operadores, possivelmente ocorreu a troca de rotor por outro com diâmetro máximo de 169 mm, que segundo a curva da bomba, fornece uma pressão de 14 m, equivalente à 0,98 E+5Pa; neste caso, a diferença seria de apenas 1,5 % em relação ao valor medido.

Como os trocadores de calor P-22 e P-41 apresentavam valores de queda de pressão na folha de dados, também foram calculadas as quedas de pressão desses trocadores nas condições de projeto, possibilitando a comparação dos resultados obtidos pelos métodos apresentados no item 2.4 com a queda de pressão informada nessas folhas de dados.

Como pode ser observado na Tabela 10, o método de Kern, para trocadores duplo-tubo, apresentou resultados satisfatórios, com um erro de apenas 6 % em relação ao apresentado na folha de dados do trocador. Para trocadores casco e tubo, o método Bell-Delaware apresentou um erro menor em relação ao método de Kern no caso de escoamento no lado do casco, dessa forma, o método de Bell-Delaware será utilizado para o cálculo da queda de pressão do trocador P-41.

Tabela 10: Queda de pressão calculada utilizando dados de projetos e erro em relação à folha de dados dos trocadores de calor P-22 e P-41.

| Trocador de calor | Folha de dados | Kern       |      | Bell-Delaware |        |
|-------------------|----------------|------------|------|---------------|--------|
|                   | Valor (Pa)     | Valor (Pa) | Erro | Valor (Pa)    | Erro   |
| P-22              | 2,73 E+4       | 2,56 E+4   | 6 %  | -             | -      |
| P-41              | 1,30 E+4       | 1,70 E+4   | 30 % | 1,59 E+4      | 22,3 % |

Fonte: Folha de dados dos trocadores de calor obtidas no arquivo técnico da empresa

A Tabela 11 apresenta os valores calculados de queda de pressão dos trocadores de calor utilizando as condições de processo apresentadas no item 4.1.

Tabela 11: Queda de pressão calculadas para os trocadores de calor utilizando as máximas vazões possíveis de processo.

| Trocador de calor | Queda de pressão (Pa) |
|-------------------|-----------------------|
| P-13              | 6,24E+3               |
| P-22              | 3,00E+4               |
| P-23              | 3,21E+4               |
| P-31              | 7,08E+4               |
| P-41              | 2,04E+4               |

Fonte: Autoral

As quedas de pressão distribuída e localizadas calculadas em todas as linhas de processo, sem contar a queda de pressão das válvulas de controle, estão apresentadas na Tabela 12, assim como a diferença de energia referente à diferença de altura entre as bombas e a altura máxima do TQ-41.

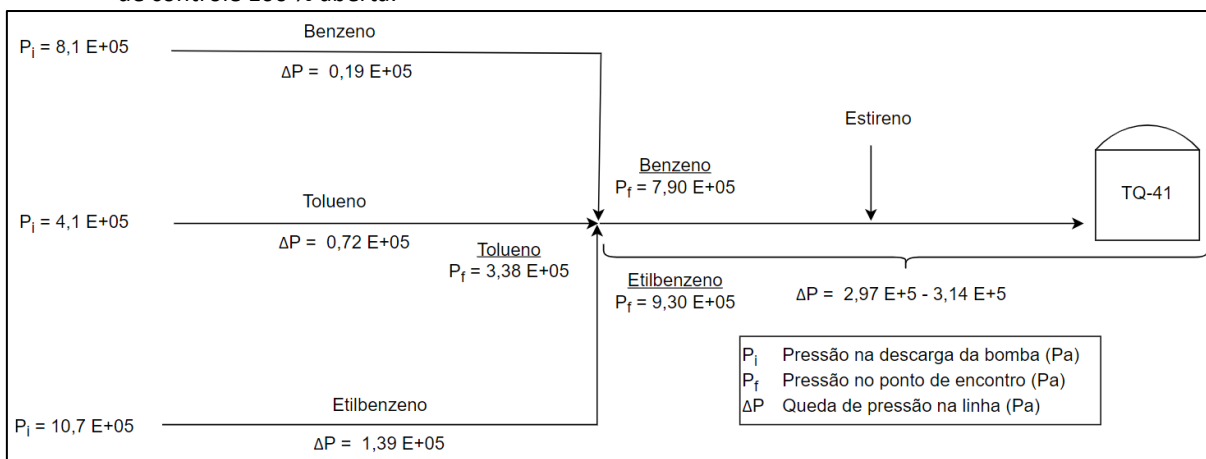
Tabela 12: Queda de pressão calculada nas linhas de processo.

| Linha   | Tipo                | Queda de pressão (Pa) |
|---|---------------------|-----------------------|
| L-15 a L-19 (benzeno)<br>*Exceto L-17         | Tubulação           | 8,34 E+3              |
|   | Acessórios          | 5,33 E+3              |
|   | Trocador de calor   | 6,23 E+3              |
|   | Total               | 1,99 E+4              |
| L-25 a L-28 (tolueno)                         | Tubulação           | 3,09 E+3              |
|   | Acessórios          | 1,42 E+4              |
|   | Trocadores de calor | 5,56 E+4              |
|   | Total               | 7,29 E+4              |
| L-31A/B a L-34<br>(etilbenzeno)               | Tubulação           | 1,06 E+4              |
|   | Acessórios          | 5,82 E+4              |
|   | Trocador de calor   | 7,08 E+4              |
|   | Total               | 1,39 E+5              |
| L-41 ao TQ-41<br>(mistura de hidrocarbonetos) | Tubulação           | 1,90 E+5              |
|   | Acessórios          | 1,80 E+4              |
|   | Trocador de calor   | 2,39 E+4              |
|   | Diferença de altura | 6,50 E+4 – 8,23 E+4   |
| Total   | 2,97 E+5 – 3,14 E+5 |                       |

Fonte: Autoral

Como as linhas L-19, L-28, L-34 e L-51 possuem válvulas de controle de vazão, as mesmas são responsáveis por provocar uma queda de pressão na linha permitindo que os fluidos se encontrem na mesma pressão. Dessa forma, para que os fluidos cheguem até o tanque, é necessário que a pressão de cada fluido, considerando a queda de pressão na válvula de controle 100 % aberta, seja superior à queda de pressão da linha L-41 até o tanque TQ-41. Na Figura 10 estão apresentadas quais seriam as pressões dos fluidos e a queda de pressão, caso as válvulas de controle estivessem 100 % abertas.

Figura 10: Pressões e quedas de pressão calculadas nas linhas de benzeno, tolueno e etilbenzeno com a válvula de controle 100 % aberta.



Fonte: Autoral

Como pode ser visto na Figura 10, as três correntes possuem pressão suficiente para chegarem até o tanque TQ-41; o benzeno possui  $4,76 \text{ E}+5$  Pa a mais em relação à pressão máxima necessária para chegar ao TQ-41, ou seja, uma pressão que garantiria seu envio a este tanque. No caso do tolueno, a pressão excedente para chegar até o TQ-41 está entre  $0,41 \text{ E}+5$  Pa e  $0,24 \text{ E}+5$  Pa, dependendo do nível dos tanques. Dessa forma, devido às aproximações teóricas realizadas e ao desgaste da tubulação e acessórios ao longo dos anos, é possível que na prática o tolueno não possua energia suficiente para chegar ao tanque TQ-41, conforme observado pelos operadores da empresa.

Conforme comentando anteriormente, existem imprecisões nos parâmetros de queda de pressão, como: valores de coeficientes de perda de carga dos acessórios tabelados, fator de rugosidade para tubulação nova e erros envolvidos nos métodos de cálculo da queda de pressão para trocadores de calor.

Outro fator que poderia aumentar a queda de pressão do sistema corresponde à saída do braço móvel do tanque TQ-41 que possui uma placa que reduz a velocidade do fluido que chega ao tanque, conforme pode ser visto na Figura 11; essa possível queda de pressão não foi contabilizada, devido às incertezas relacionadas ao cálculo teórico.

Figura 11: Saída do braço móvel do tanque TQ-41.



Fonte: Relatório de inspeção do tanque

A constatação de que apenas o tolueno não possui energia para chegar ao tanque TQ-41 estaria de acordo com os relatos dos operadores em relação à inviabilidade do envio das correntes de saída da torre de destilação benzeno/tolueno. Mesmo com a possibilidade do envio do benzeno, com o bloqueio da corrente de tolueno, se torna inviável operar essa torre de destilação. Posto isso, as alternativas propostas para permitir o envio do tolueno e possibilitar a operação da torre de separação de benzeno/tolueno durante o *trip* da reação seriam:

- 1) Substituição da bomba: conforme apresentado na Tabela 8, a menor pressão máxima de operação para os trocadores de calor na linha de tolueno é de  $8,0 \text{ E}+5 \text{ Pa}$ , correspondente ao P-23. Para as tubulações e acessórios, de acordo com o Anexo M, a pressão suportada é superior a do P-23. Dessa forma, é possível instalar uma bomba nova que forneça uma carga superior àquela presente na linha;
- 2) Aumento da rotação da bomba atual: os principais motores comercializados possuem duas especificações de rotações: 1750 rpm e 3600 rpm. A bomba de tolueno possui um motor de 1750 rpm (Anexo L), dessa forma é possível substituir o motor atual por outro de 3600 rpm, que segundo a Equação 2.21, iria aumentar a pressão na saída da bomba para  $7,63 \text{ E}+5 \text{ Pa}$ , sendo bem superior ao necessário para chegar ao tanque TQ-41 e inferior à pressão máxima permitida dos trocadores de calor do tolueno. Entretanto, é necessário verificar se a bomba consegue suportar uma rotação diferente da rotação de projeto; como não há essa especificação na sua folha de dados, e a empresa fabricante não está mais no mercado para passar essa informação, essa alternativa se torna inviável;
- 3) *Bypass* de equipamentos: é possível instalar uma linha de *bypass* no trocador P-23 interligando as linhas L-27 e L-28, isso reduziria a queda de pressão da linha de tolueno em  $0,32 \text{ E}+5 \text{ Pa}$ . Ressalta-se que essa alteração não iria afetar consideravelmente a temperatura final da mistura do fluido, visto que o tolueno corresponde a uma pequena fração da mistura final.

## 6 Conclusões e Trabalhos Futuros

Diante dos resultados encontrados nos cálculos teóricos de queda de pressão no percurso das correntes de benzeno e tolueno, quando ocorre o desvio dos produtos separados na torre de destilação, constatou-se que ambos os fluidos apresentariam energia suficiente para chegar até o tanque intermediário. No entanto, durante a execução do trabalho, devido à falta de informações mais sólidas, diversas considerações foram feitas para efetuar os equacionamentos. Logo, devido à falta de precisão em alguns parâmetros, assim como a pressão de tolueno ser muito próxima à pressão mínima necessária para chegar até o tanque, provavelmente, na prática, a corrente de tolueno não alcance o destino desejado, inviabilizando a operação da torre de destilação de benzeno e tolueno quando ocorre o *trip* da etapa da reação.

Entre as alternativas levantadas para possibilitar o envio do tolueno para o tanque, as mais viáveis seriam a substituição da bomba por outra com carga superior e a inserção do *bypass* na linha do tolueno que apresenta o trocador de calor com maior queda de pressão. Porém, para aplicação de alguma das alternativas apresentadas, é necessário confirmar os valores da queda de pressão do sistema. A linha de tolueno possui um ponto para instalação do medidor de pressão após a válvula de controle de vazão; dessa forma, a pressão medida nesse ponto quando as correntes estão desviadas representa a queda de pressão entre a válvula até o tanque. Após confirmado o valor de pressão necessária, as alternativas já apresentadas neste trabalho podem ser avaliadas quanto à sua efetividade e viabilidade econômica.

## REFERÊNCIAS

ARAUJO, E. C. DA C. **Trocadores de Calor**. 1ª ed. São Carlos: Editora da UFSCar, 2002.

BIENIASZ, W.; TRBALA, M.; SOJKA, Z.; et al. **Irreversible deactivation of styrene catalyst due to potassium loss - Development of antidote via mechanism pinning**. *Catalysis Today*. **Anais...**15 set. 2010

CAMPOS, M. C. M. M. DE; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 2ª ed. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2010.

CANEVAROLO JR., S. V. **Ciência dos Polímeros - Um texto básico para tecnólogos e engenheiros**. 2ª ed. São Paulo: Artliber Editora, 2006.

ÇENGEL, Y. A. **Mecânica dos fluidos: fundamentos e aplicações**. 3ª ed. Porto Alegre: Editora AMGH, 2015.

FAZENDA, J. **Tintas - ciência e tecnologia**. 4º ed. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2009.

FOX, R. W.; MCDONALD, A.; PRITCHARD, P.; et al. **Introdução à mecânica dos fluidos**. 9ª ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2018.

JUNQUEIRA, P. G.; CAXIANO, I. N.; MANGILI, P. V.; et al. Environ-economic analysis of conceptual intensification alternatives applied to the ethylbenzene production. **Computers & Chemical Engineering**, v. 136, p. 106783, 8 maio 2020.

KERN, D. Q. **Processos de Transmissão de Calor**. 1ª ed. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Koogan, 1987.

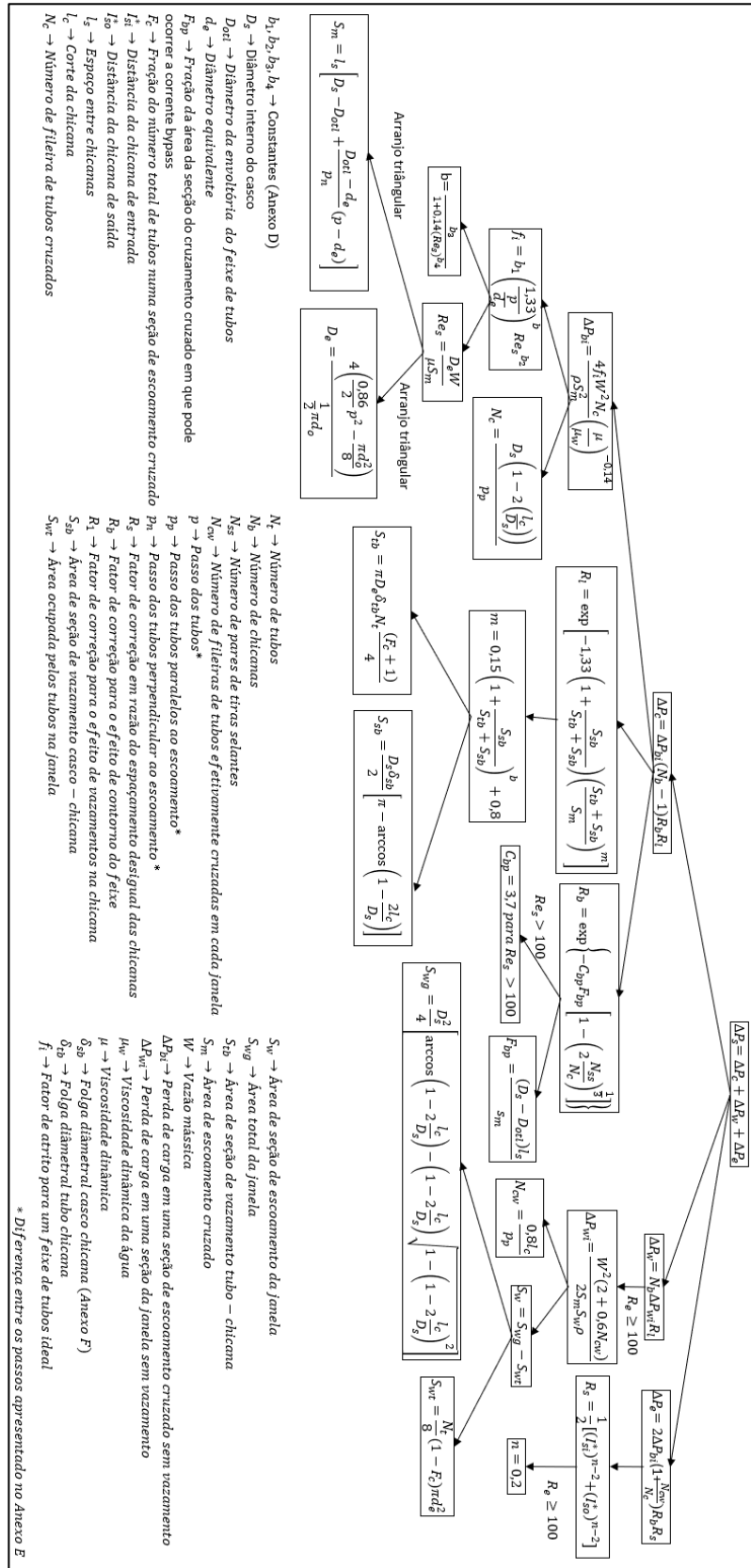
PEREGO, C.; INGALLINA, P. Combining alkylation and transalkylation for alkylaromatic production. **Green Chemistry**, v. 6, n. 6, p. 274–279, 2004.

WHITE, F. M. **Mecânica dos fluidos**. 6ª ed. Porto Alegre: Editora AMGH, 2011.

YUN, L.; YAN, Z.; JIANPING, C.; et al. A cavitation performance prediction method for pumps: Part2-sensitivity and accuracy. **Nuclear Engineering and Technology**, v. 53, n. 11, p. 3612–3624, 2021.

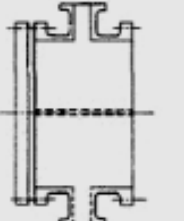
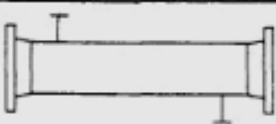

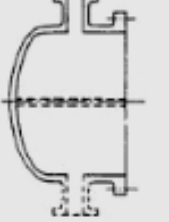
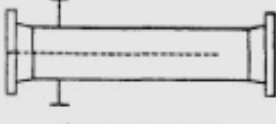
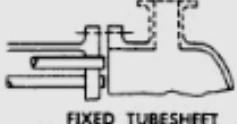
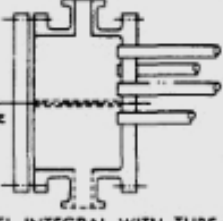
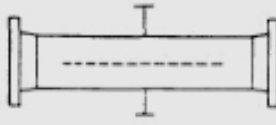
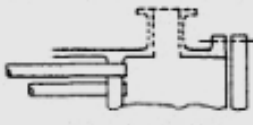
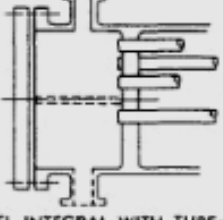
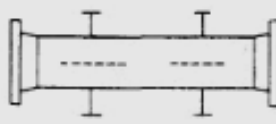
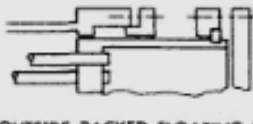
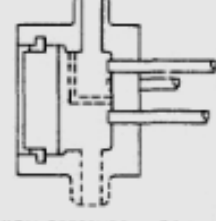
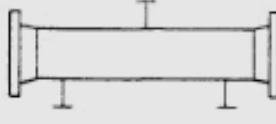
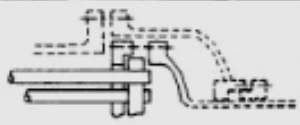
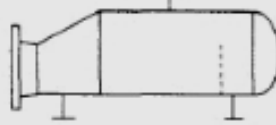
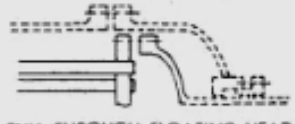
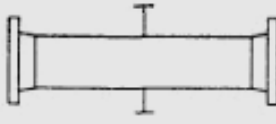
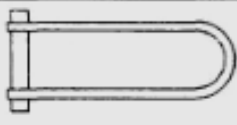



## APÊNDICE A - 1 Equações envolvidas no método de Bell-Delaware para o cálculo da queda de pressão no lado do casco em trocadores casco e tubo



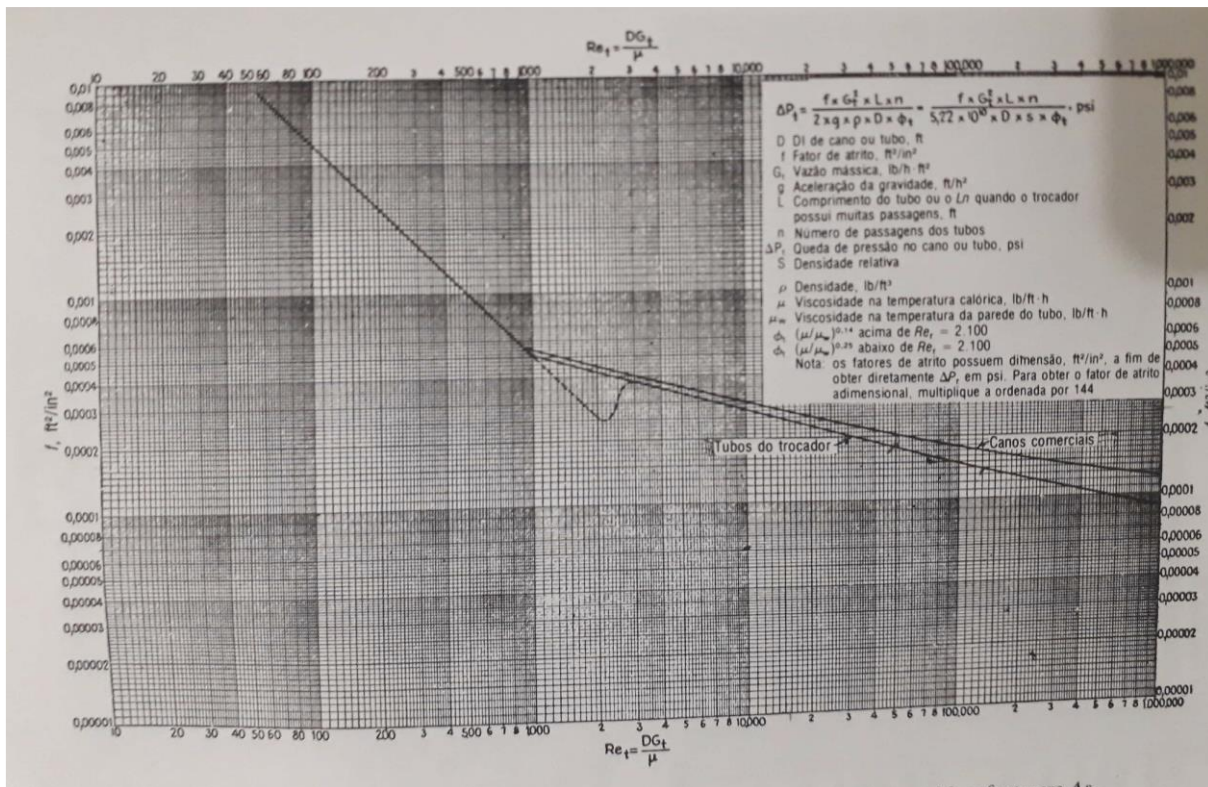
Fonte: Autoral

ANEXO A – NORMA TEMA

| FRONT END STATIONARY HEAD TYPES |  | SHELL TYPES |   | REAR END HEAD TYPES |   |
|---------------------------------|--|-------------|---|---------------------|---|
| <b>A</b>                        | <br>CHANNEL AND REMOVABLE COVER   | <b>E</b>    | <br>ONE PASS SHELL                          | <b>L</b>            | <br>FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD |
| <b>B</b>                        | <br>BONNET (INTEGRAL COVER)   | <b>F</b>    | <br>TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE | <b>M</b>            | <br>FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD |
| <b>C</b>                        | <br>REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY<br>CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE-SHEET AND REMOVABLE COVER | <b>G</b>    | <br>SPLIT FLOW                              | <b>N</b>            | <br>FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD |
| <b>N</b>                        | <br>CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE-SHEET AND REMOVABLE COVER                              | <b>H</b>    | <br>DOUBLE SPLIT FLOW                      | <b>P</b>            | <br>OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD            |
| <b>D</b>                        | <br>SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE   | <b>J</b>    | <br>DIVIDED FLOW                          | <b>S</b>            | <br>FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE      |
|                                 |  | <b>K</b>    | <br>KETTLE TYPE REBOILER                  | <b>T</b>            | <br>PULL THROUGH FLOATING HEAD             |
|                                 |  | <b>X</b>    | <br>CROSS FLOW                            | <b>U</b>            | <br>U-TUBE BUNDLE                          |
|                                 |  |             |   | <b>W</b>            | <br>EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET   |

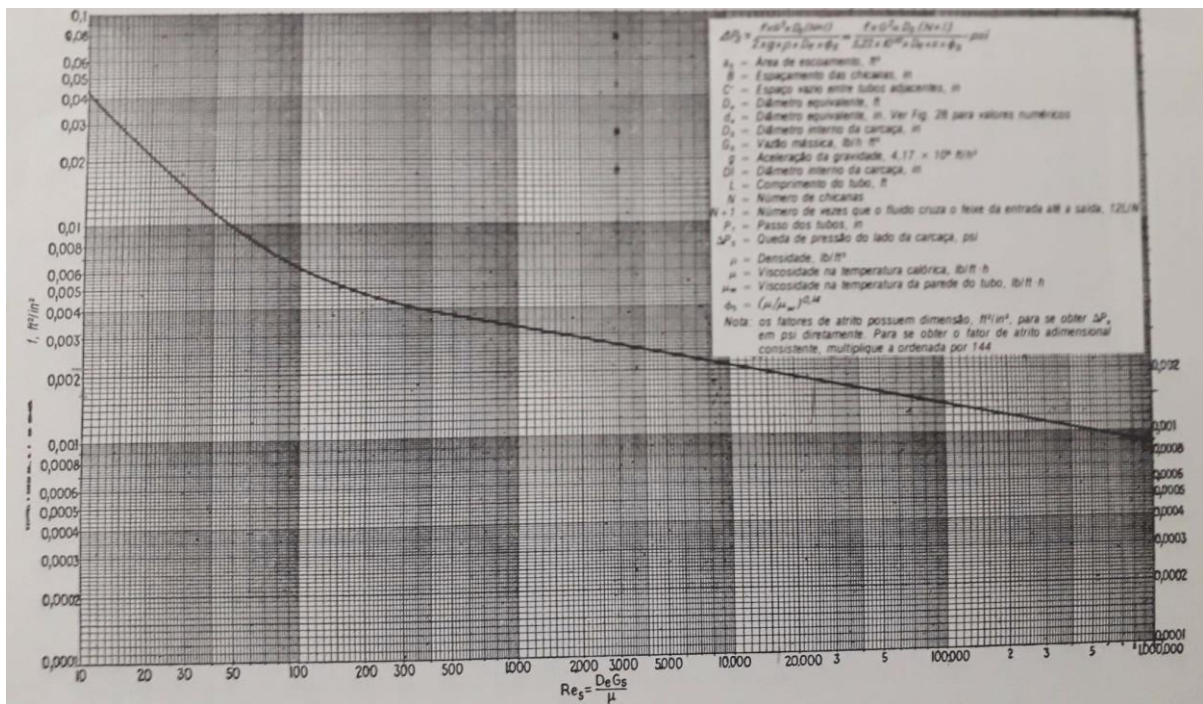
Fonte: Norma TEMA

## ANEXO B – FATOR DE INCRUSTAÇÃO PARA O LADO DO TUBO EM TROCADORES CASCO E TUBO



Fonte: Kern (1987)

## ANEXO C – FATOR DE INCRUSTAÇÃO PARA O LADO DO CASCO EM TROCADORES CASCO E TUBO



Fonte: Kern (1987)

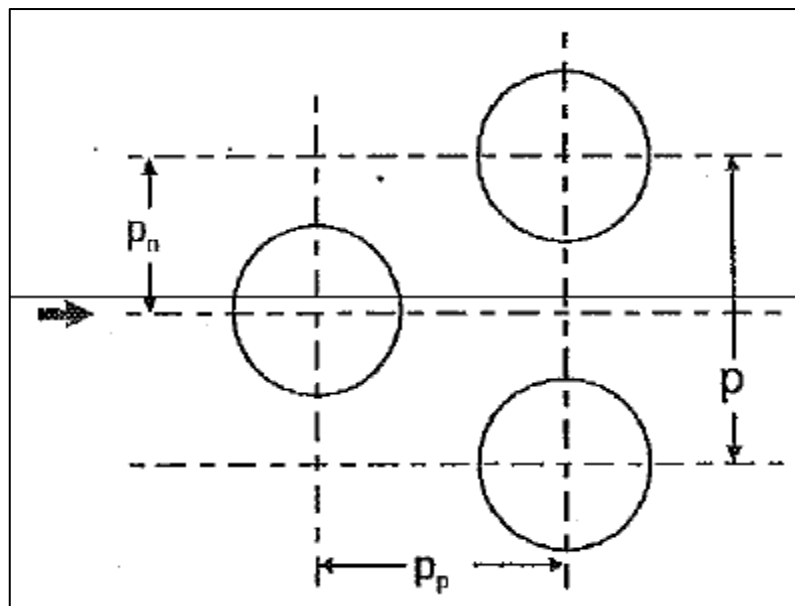
## ANEXO D – CONSTANTES $b_1$ , $b_2$ , $b_3$ E $b_4$ UTILIZADAS NO MÉTODO DE BELL-DELAWARE

Tabela 3.8 Constantes  $b_1$ ,  $b_2$ ,  $b_3$  e  $b_4$ .

| Arranjo dos tubos | $Re_s$      | $b_1$  | $b_2$  | $b_3$ | $b_4$ |
|-------------------|-------------|--------|--------|-------|-------|
| 30°               | $10^5-10^4$ | 0,372  | -0,123 | 7,00  | 0,500 |
|                   | $10^4-10^3$ | 0,486  | -0,152 | 7,00  | 0,500 |
|                   | $10^3-10^2$ | 4,570  | -0,476 | 7,00  | 0,500 |
|                   | $10^2-10$   | 45,100 | -0,973 | 7,00  | 0,500 |
|                   | < 10        | 48,000 | -1,000 | 7,00  | 0,500 |
| 45°               | $10^5-10^4$ | 0,303  | -0,126 | 6,59  | 0,520 |
|                   | $10^4-10^3$ | 0,333  | -0,136 | 6,59  | 0,520 |
|                   | $10^3-10^2$ | 3,500  | -0,476 | 6,59  | 0,520 |
|                   | $10^2-10$   | 26,200 | -0,913 | 6,59  | 0,520 |
|                   | < 10        | 32,000 | -1,000 | 6,59  | 0,520 |
| 90°               | $10^5-10^4$ | 0,391  | -0,148 | 6,30  | 0,378 |
|                   | $10^4-10^3$ | 0,0815 | +0,022 | 6,30  | 0,378 |
|                   | $10^3-10^2$ | 6,090  | -0,602 | 6,30  | 0,378 |
|                   | $10^2-10$   | 32,100 | -0,963 | 6,30  | 0,378 |
|                   | < 10        | 35,000 | -1,000 | 6,30  | 0,378 |

Fonte: Araújo (2002)

## ANEXO E – PASSOS DOS TUBOS NO TROCADOR CASCO E TUBO



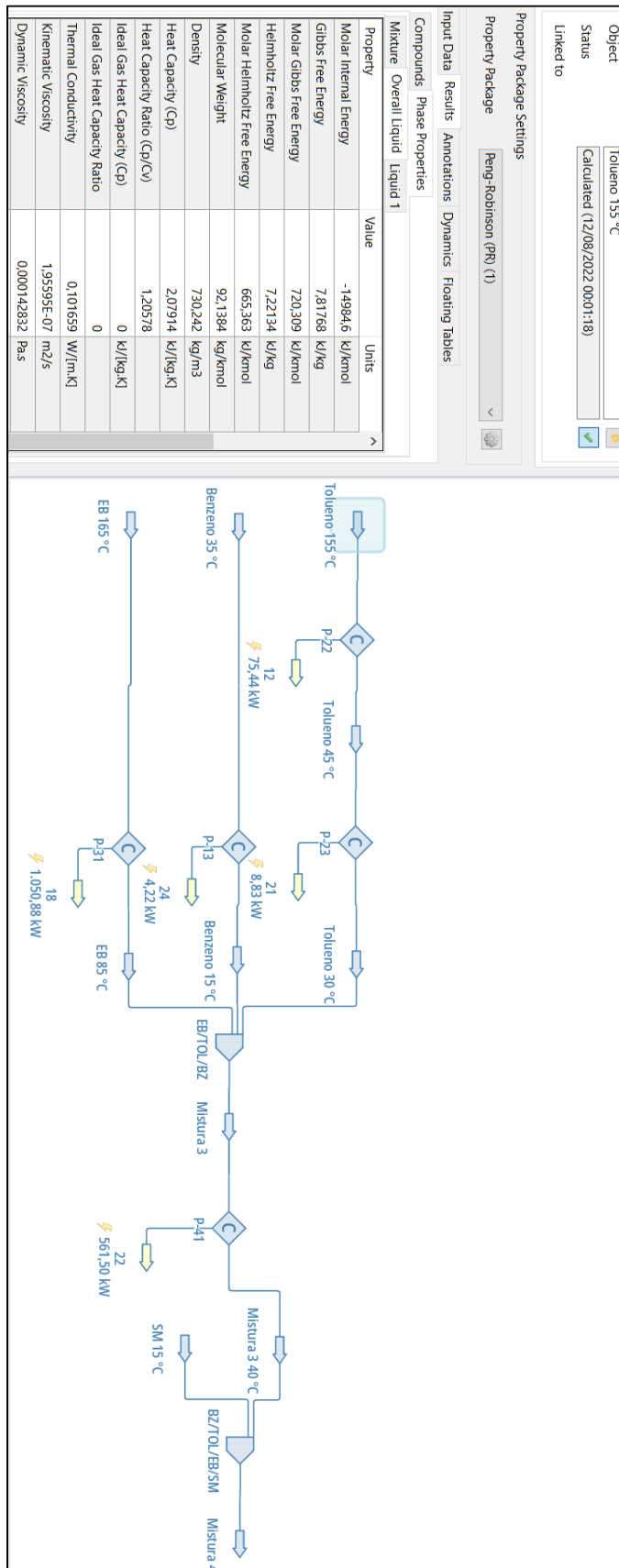
Fonte: Araújo (2002)

**ANEXO F – ABERTURA DIAMETRAL CASCO-CHICANA EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO NOMINAL DO CASCO**

| <b>Diâmetro nominal (in)</b> | <b>Abertura diametral carcaça-chicana (in)/(m)</b> |
|------------------------------|--|
| 8-13                         | 0,100/0,00254                                      |
| 14-17                        | 0,125/0,00318                                      |
| 18-23                        | 0,150/0,00381                                      |
| 24-39                        | 0,175/0,00445                                      |
| 40-54                        | 0,225/0,00572                                      |
| 55                           | 0,300/0,00762                                      |

Fonte: Araújo (2002)

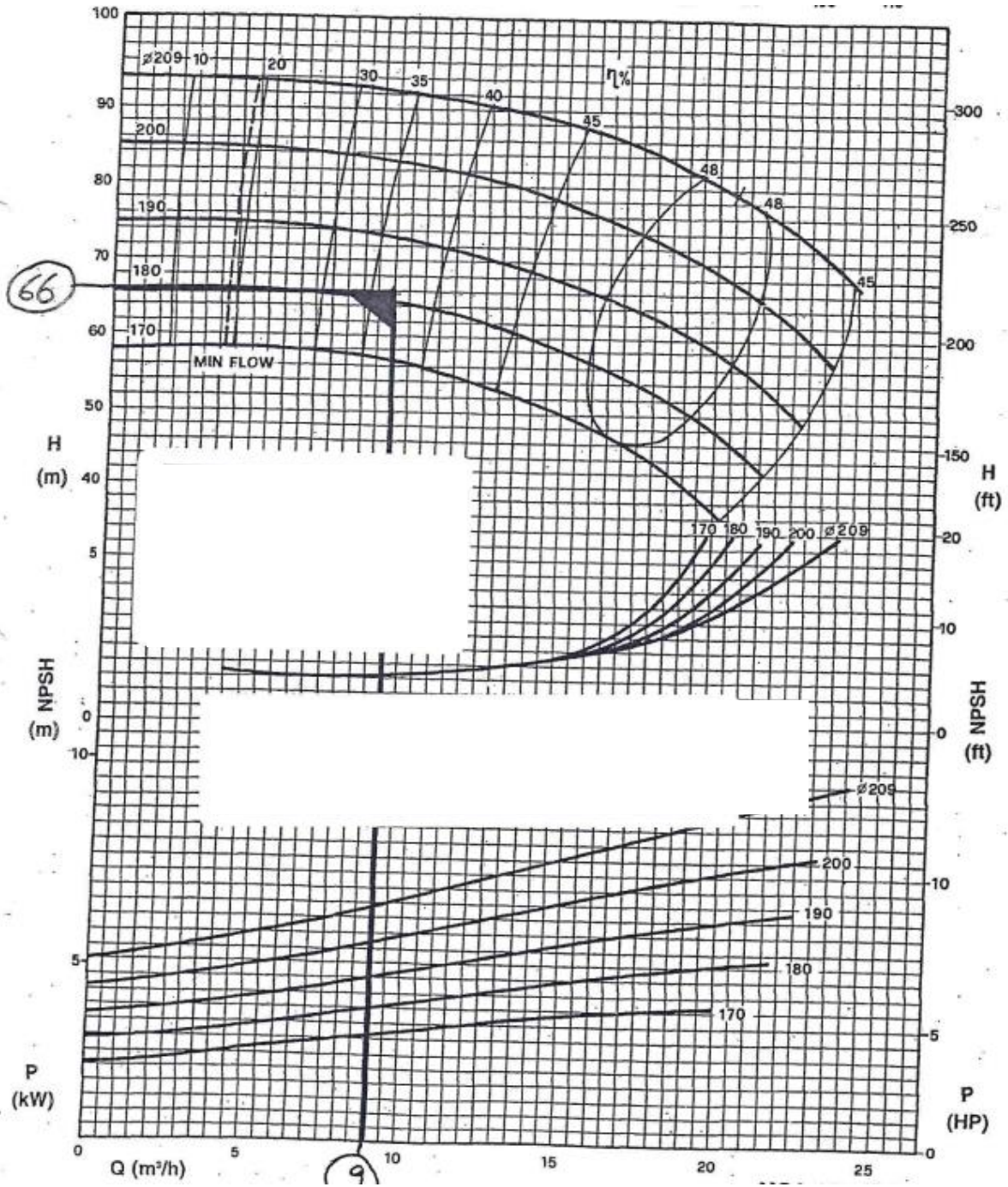
## ANEXO G – SIMULAÇÃO UTILIZADA PARA OBTENÇÃO DAS PROPRIEDADES DOS FLUIDOS



Fonte: Simulador DWSIM

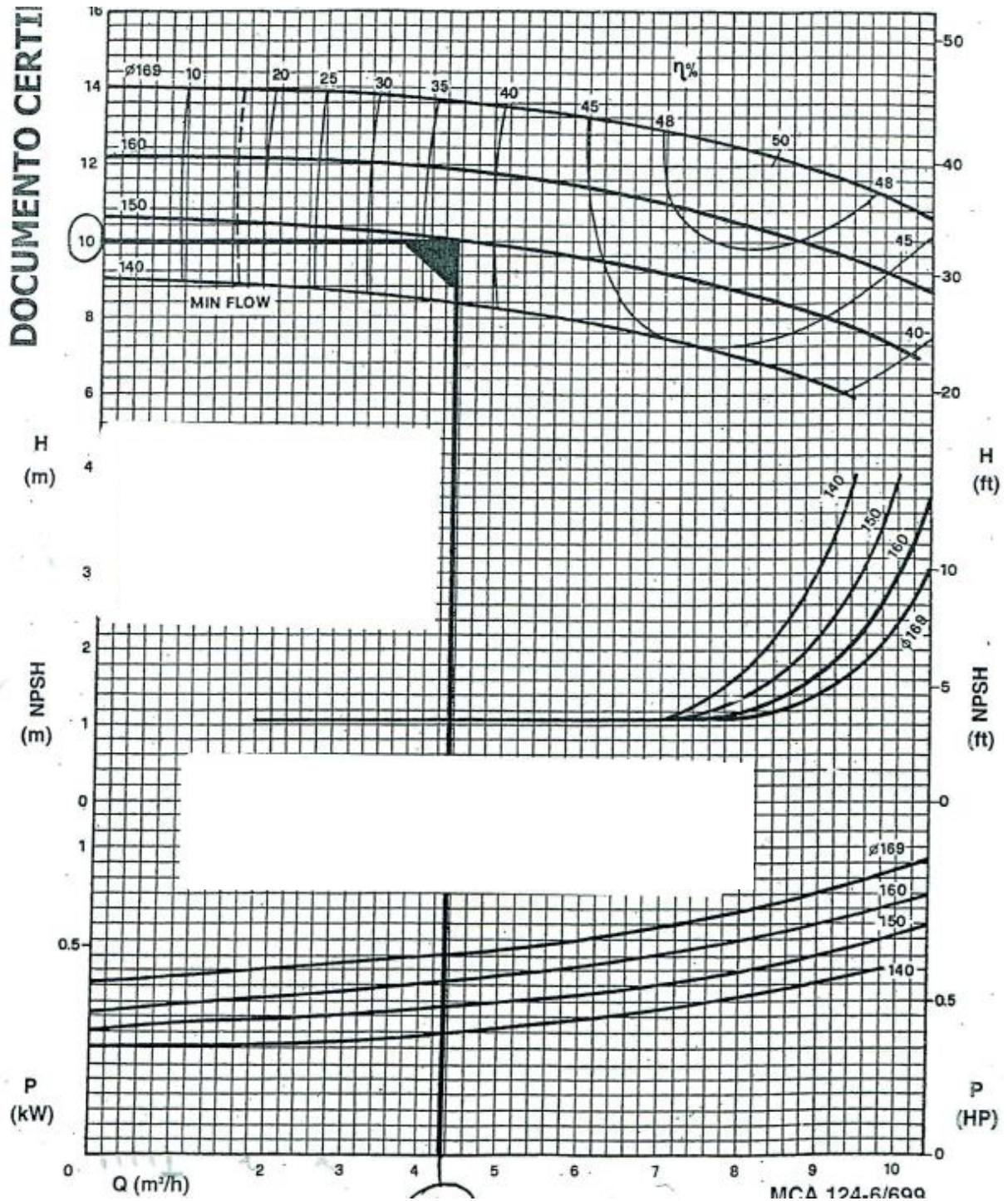


**ANEXO H – CURVA CARACTERÍSTICA DA BOMBA DE BENZENO**



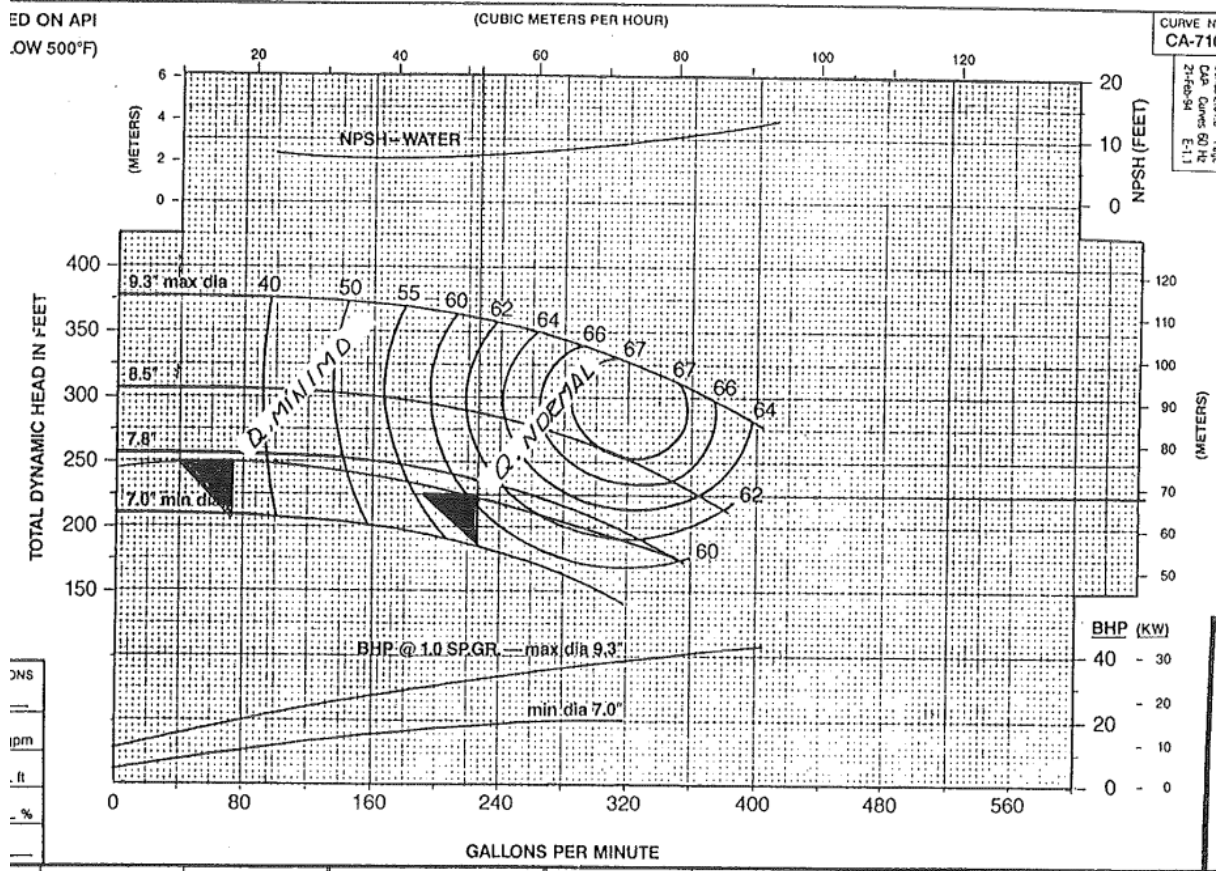
Fonte: Documentação técnica da empresa

### ANEXO I – CURVA CARACTERÍSTICA DA BOMBA DE TOLUENO



Fonte: Documentação técnica da empresa

### ANEXO J – CURVA CARACTERÍSTICA DA BOMBA DE ETILBENZENO



Fonte: Documentação técnica da empresa.

**ANEXO K – PLACA DE IDENTIFICAÇÃO DA BOMBA DE BENZENO**

| POMPE CASTER |               |                   |         |
|--------------|---------------|-------------------|---------|
| Type         | MCA 2x1½x8 CL | ∅                 | 182     |
| E-Nr         | 4900056-XI    |                   |         |
| Nr           |               | MAT.              | SS316   |
| Q            |               | m <sup>3</sup> /h | H 66 m  |
| n            | 3500          | 1/min             | P 11 kW |
|              |               |                   |         |

Fonte: técnica da empresa.

**ANEXO L – PLACA DE IDENTIFICAÇÃO DA BOMBA DE TOLUENO**

| POMPE CASTER |                          |
|--------------|--------------------------|
| Type         | MCA 2x1½x6 CL $\phi$ 150 |
| E-Nr         | 4900056-XI               |
| Nr           | MAT. SS316               |
| Q            | m <sup>3</sup> /h H 10 m |
| n            | 1750 1/min P 2,2 kW      |
|              |                          |

Fonte: Documentação técnica da empresa.

## ANEXO M – ESPECIFICAÇÃO DE TUBULAÇÕES

**SERVICE** - See Service Index

|                |                      |           |      |      |      |       |     |     |
|----------------|----------------------|-----------|------|------|------|-------|-----|-----|
| MAX.PRESSURE   | Kg/cm <sup>2</sup> g | 19,6      | 18,3 | 15,9 | 13,8 | 11,7  | 9,7 | 7,6 |
| BY TEMPERATURE | °C                   | -29 to 38 | 93,4 | 149  | 204* | 260** | 316 | 371 |

(\* BUTTERFLY VALVE, PLUG VALVE AND BALL VALVE WITH TFE ARE LIMITED TO MAXIMUM 204 °C)

(\*\* TEFLON GASKETS IS LIMITED TO MAXIMUM 260°C)

|                    |   |  |
|--------------------|---|--|
| PIPE MATERIAL      | - | CARBON STEEL                           |
| FITTING MATERIAL   | - | CARBON STEEL                           |
| VALVE MATERIAL     | - | CARBON STEEL                           |
| VALVE TRIM         | - | API-600/602 NO. 8 (13 CR. - HARDFACED) |
| VALVE PACKING      | - | GRAFOIL                                |
| RATING             | - | CLASS 150 ASME B16.5RF (NOTE 35)       |
| CORROSION ALLOW.   | - | 1.6 MM (NOMINAL)                       |
| HYDROTEST PRESSURE | - | PER LINE SERVICE SCHEDULE              |
| BENDING            | - | NOT ALLOWED (NOTE 25)                  |
| STRESS RELIEF      | - | NOT REQUIRED                           |
| BRANCH CONNECTIONS | - | TABLE A                                |

| MATERIAL | DIAMETER |          | CLASS / SCH     |
|----------|----------|----------|-----------------|
| PIPE     | 1/2"     | - 1.1/2" | Sch.80 P.E.     |
|          | 2"       | - 10"    | Sch.40 B.E.     |
|          | 12"      | - 24"    | Std.Wt.B.E.     |
|          | 26"      | - 36"    | Std.Wt.B.E.     |
|          | 40"      | - 40"    | Calculated B.E. |

*Fonte: Especificações de engenharia da empresa*

## ANEXO N – RUGOSIDADE DA TUBULAÇÃO

Rugosidade para Tubos de Materiais Comuns de Engenharia

| Tubo                           | Rugosidade, $\epsilon$<br>Milímetros |
|--------------------------------|--------------------------------------|
| Aço rebitado                   | 0,9–9                                |
| Concreto                       | 0,3–3                                |
| Madeira                        | 0,2–0,9                              |
| Ferro fundido                  | 0,26                                 |
| Ferro galvanizado              | 0,15                                 |
| Ferro fundido asfaltado        | 0,12                                 |
| Aço comercial ou ferro forjado | 0,046                                |
| Trefilado                      | 0,0015                               |

Fonte: FOX, R. W. e colaboradores (2018)

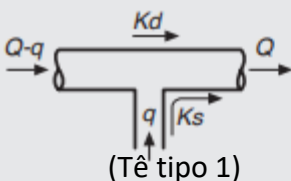
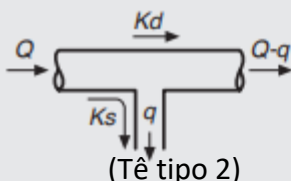
## ANEXO O – COEFICIENTE DE PERDA DE CARGA PARA VÁLVULAS E COTOVELOS

|                                | Diâmetro nominal, pol (mm) |        |        |         |           |        |         |         |          |
|--------------------------------|----------------------------|--------|--------|---------|-----------|--------|---------|---------|----------|
|                                | Rosqueada                  |        |        |         | Flangeada |        |         |         |          |
|                                | ½ (13)                     | 1 (25) | 2 (50) | 4 (100) | 1 (25)    | 2 (50) | 4 (100) | 8 (200) | 20 (500) |
| Válvulas (totalmente abertas): |                            |        |        |         |           |        |         |         |          |
| Globo                          | 14                         | 8,2    | 6,9    | 5,7     | 13        | 8,5    | 6,0     | 5,8     | 5,5      |
| Gaveta                         | 0,3                        | 0,24   | 0,16   | 0,11    | 0,80      | 0,35   | 0,16    | 0,07    | 0,03     |
| Retenção basculante            | 5,1                        | 2,9    | 2,1    | 2,0     | 2,0       | 2,0    | 2,0     | 2,0     | 2,0      |
| Em ângulo                      | 9,0                        | 4,7    | 2,0    | 1,0     | 4,5       | 2,4    | 2,0     | 2,0     | 2,0      |
| Cotovelos:                     |                            |        |        |         |           |        |         |         |          |
| 45° normal                     | 0,39                       | 0,32   | 0,30   | 0,29    |           |        |         |         |          |
| 45° raio longo                 | 0,21                       | 0,20   | 0,19   | 0,16    | 0,14      |        |         |         |          |
| 90° normal                     | 2,0                        | 1,5    | 0,95   | 0,64    | 0,50      | 0,39   | 0,30    | 0,26    | 0,21     |
| 90° raio longo                 | 1,0                        | 0,72   | 0,41   | 0,23    | 0,40      | 0,30   | 0,19    | 0,15    | 0,10     |
| 180° normal                    | 2,0                        | 1,5    | 0,95   | 0,64    | 0,41      | 0,35   | 0,30    | 0,25    | 0,20     |
| 180° raio longo                | 0,40                       | 0,30   | 0,21   | 0,15    | 0,10      |        |         |         |          |

Fonte: White (2011)



## ANEXO P - VALOR DO COEFICIENTE DE PERDA DE CARGA PARA TÊS

| Esquema  | Relação de vazões  | $K_d$ | $K_s$ |
|--|--------------------|-------|-------|
|  <p>(Tê tipo 1)</p> | $q = Q/3$          | 0,25  | 0,05  |
|  | $q = Q/2$          | 0,40  | 0,30  |
|  | $q = 2 \times Q/3$ | 0,50  | 0,55  |
|  | $q = Q$            | -     | 0,90  |
|  <p>(Tê tipo 2)</p> | $q = Q/3$          | 0,00  | 0,90  |
|  | $q = Q/2$          | 0,01  | 0,92  |
|  | $q = 2 \times Q/3$ | 0,12  | 1,00  |
|  | $q = Q$            | -     | 1,30  |

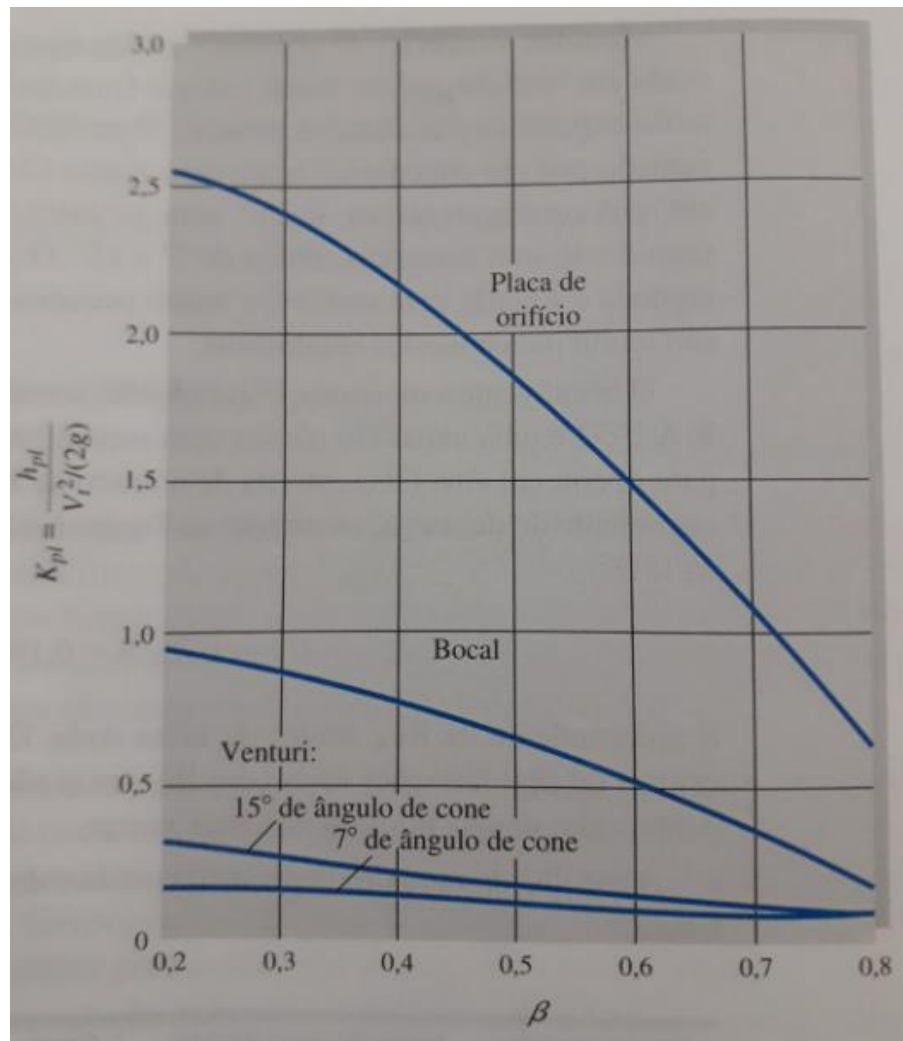
Fonte: Adaptado de Netto, José M. de Azevedo e colaboradores (2018)

## ANEXO Q - VALOR DE $\beta$ PARA OS MEDIDORES DE VAZÃO

|         |    |                            |     |            |                  |    |    |                    |    |     |                    |    |     |
|---------|----|----------------------------|-----|------------|------------------|----|----|--------------------|----|-----|--------------------|----|-----|
| GENERAL | 3  | SERVICE                    |     |            | EB<br>TO 24-P-03 |    |    | BENZENO DA 24-P-22 |    |     | TOLUENO DA 24-P-14 |    |     |
|         | 4  | LINE DIAM.                 | SCH | PIPE SPEC. | 3"               | 40 | 3" | 2"                 | 40 | A2A | 2"                 | 40 | A2A |
|         | 5  | INSIDE LINE SIZE (mm)      |     |            | 77,93            |    |    | 52,5               |    |     | 52,5               |    |     |
|         | 6  | CALCULATION METHOD         |     |            | ISO 5167         |    |    | ISO 5167           |    |     | ISO 5167           |    |     |
|         | 7  | TAPS                       |     |            | FLANGE TAPS      |    |    | CANTO VIVO         |    |     | CANTO VIVO         |    |     |
|         | 8  | EDGE                       |     |            | SQUARE           |    |    | TOMADAS NO FLANGE  |    |     | TOMADAS NO FLANGE  |    |     |
|         | 9  |                            |     |            |                  |    |    |                    |    |     |                    |    |     |
|         | 10 | TYPE                       |     |            | CONCENTRIC       |    |    | CONCÊNTRICO        |    |     | CONCÊNTRICO        |    |     |
|         | 11 | CALCULATION FLOW           |     |            |                  |    |    |                    |    |     |                    |    |     |
| PLATE   | 12 | CALCULATION dP             |     |            | 625              |    |    | 1250               |    |     | 2500               |    |     |
|         | 13 | MAX ALLOWABLE dP           |     |            | 1400             |    |    | 1250               |    |     | 2500               |    |     |
|         | 14 | BETA: d/D                  |     |            | 0,6737           |    |    | 0,264              |    |     | 0,276              |    |     |
|         | 15 | QUADRANT EDGED (r)         |     |            | ---              |    |    | ---                |    |     | ---                |    |     |
|         | 16 | ORIFICE BORE DIAMETER (mm) |     |            | 52,5             |    |    | 13,87              |    |     | 14,48              |    |     |
|         | 17 | MATERIAL                   |     |            | 316 SS           |    |    | Al 316             |    |     | Al 316             |    |     |
|         | 18 | THICKNESS (mm)             |     |            | 3,1              |    |    | 3,175              |    |     | 3,175              |    |     |
|         | 19 | VENT OR DRAIN HOLE         |     |            | ---              |    |    | ---                |    |     | ---                |    |     |

*Fonte: Arquivo técnico da empresa*

## ANEXO R - COEFICIENTE DE PERDA DE CARGA PARA PLACAS DE ORIFÍCIO



Fonte: White (2011)