

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**ANÁLISE DA ALTURA DE CARGA PARA O SISTEMA DE
RECUPERAÇÃO DO CONDENSADO NUM PROCESSO DE
FABRICAÇÃO DE ESTIRENO**

Leandro Henrique Perão

Porto Alegre, Dezembro de 2010.

Agradecimentos

Agradeço à empresa petroquímica Innova pela oportunidade de realizar este trabalho, bem como o engenheiro de processos Diego Wunsch pela sua colaboração. Da mesma forma, agradeço ao professor Pedro R. Bolognese Fernandes pela sua disponibilidade e orientação e, ainda, sou grato aos amigos e colegas que, de alguma forma, colaboraram para a construção deste.

Sumário

1 INTRODUÇÃO	1
2 PRODUÇÃO DO ESTIRENO	3
2.1 CARACTERÍSTICAS DA PRODUÇÃO DO ESTIRENO.....	4
2.1.1 Principal Caminho de Produção do Estireno.....	4
2.1.2 Propriedades do Sistema Catalítico e Desativação	4
2.1.3 Reações Paralelas e Perda de Seletividade	5
2.1.4 Uso do Vapor Superaquecido de Água co-Alimentado na Reação.....	6
2.1.5 Aditivação.....	9
2.2 UNIDADES AUXILIARES DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ESTIRENO	9
2.2.1 Unidade de Esgotamento do Condensado.....	9
3 AVALIAÇÃO DA ALTURA DE CARGA (<i>HEAD</i>) DINÂMICA TOTAL (HDT).....	11
3.1 ALTURA DE CARGA DINÂMICA TOTAL (HDT)	11
3.1.1 Altura de Carga de Sucção (H_s)	12
3.1.2 Altura de Carga de Descarga (H_d)	12
3.1.3 Altura de Carga Devido a Fricção (H_f).....	12
4 RESULTADOS PARA ALTURAS DE CARGA.....	15
4.1 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA DA SUCÇÃO (H_s).....	15
4.2 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA DA DESCARGA (H_d).....	16
4.3 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA DEVIDO À FRICÇÃO (H_f)	16
4.3.2 Perdas de Carga Primárias.....	16
4.3.3 Perdas de Carga Secundárias.....	17
4.4 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA TOTAL (HDT) DO SISTEMA.....	19
5 CONJUNTO DE BOMBAS DISPONÍVEL, BC-1 E BC-2.....	20
5.1 BOMBAS CENTRÍFUGAS DE ÚNICO ESTÁGIO	20
5.2 ALTURA DE CARGA DINÂMICA DISPONÍVEL.....	20

5.3 CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO DO CONDENSADO PARA ESGOTAMENTO.....	21
6 COMENTÁRIOS E PROPOSTA DE MELHORIA OPERACIONAL	22
7 SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS.....	23
8 CONCLUSÕES	24
9 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	25

Lista de Figuras

Figura 1 - Mapa dos derivados do petróleo para produção do Estireno a partir da central de matéria-prima incluindo algumas de suas aplicações.	3
Figura 2 – Conversão e seletividade de um sistema catalítico versus consumo de vapor na reação ao longo de uma campanha de produção de estireno.	7
Figura 3 – Aumento da Vazão de Vapores para Reação e de Condensado Produzido Versus Carga da Reação ao Longo de uma Campanha de Produção do Estireno.....	8
Figura 4 - Fluxograma de representação do escopo do estudo (MD é a mistura desidrogenada).	10
Figura 5 - Esquema da carcaça de uma bomba tipo centrífuga.....	20
Figura 6 - Curva característica para as bombas BC-1 e BC-2.	21
Figura 7 - Curva característica demonstrando associação em paralelo para duas bombas iguais.	22

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Comprimentos e respectivos diâmetros dos trechos de tubulação encontrados no sistema estudado.....	16
Tabela 2 - Resultados encontrados para a perda de carga primária.....	17
Tabela 3 - Lista de Acessórios encontrados nos sistemas de tubulações estudado e respectivas perdas descarga.....	18
Tabela 4 – Resultados para as alturas de carga do sistema, em metros de coluna de líquido.	19

Resumo

Este trabalho tem como escopo o estudo das alternativas para aumento da capacidade de uma unidade de recuperação do condensado numa planta de produção de estireno. Nesta unidade, todo o condensado decantado é obtido por diferença de massa específica a partir de um vaso de separação por onde o efluente dos reatores, ou mistura desidrogenada, passa após sofrer resfriamento. O sistema de alimentação da torre de esgotamento recebe todo o condensado decantado, que é bombeado de forma contínua ao longo de uma campanha de produção do estireno, com sua vazão dependendo da carga de reação. Tal processo se localiza numa empresa da 2ª geração no Pólo Petroquímico do Rio Grande do Sul e na qual se objetivou investigar as diferentes possibilidades para o aumento da capacidade de vazão da linha designada, tendo em vista os períodos de fim de campanha de produção do estireno, na qual esta vazão de condensado para a torre de esgotamento aumenta consideravelmente. As avaliações foram baseadas em alternativas outras que não a de troca das linhas de tubulações instaladas, fato descartado pela empresa devido ao alto custo envolvido num projeto de substituição por linhas novas. O cálculo da altura de carga dinâmica total do sistema foi realizado considerando as condições extremas de carga já experimentadas em final de campanha, enquanto que a altura manométrica total disponível foi obtida pela análise da curva das bombas então utilizadas. O estudo comprovou a necessidade de se utilizar as duas bombas da unidade para os períodos de fim de campanha de produção e identificou os elementos de maior resistência ao bombeamento de condensado para esgotamento. Ainda, foi proposta uma alternativa para aliviar o sistema e permitir que apenas uma bomba seja suficiente para atender a demanda de condensado máxima já alcançada.

1 INTRODUÇÃO

No ambiente econômico atual, as empresas são forçadas a trabalhar no máximo de suas capacidades e, muitas vezes, isto significa trabalhar com cargas que ultrapassam a capacidade de projeto da unidade industrial. Na abordagem deste trabalho está a unidade de tratamento de condensado de uma planta de fabricação de estireno, na qual se realizou uma análise quanto às alturas de cargas dinâmicas, requerida e disponível, tendo em vista o aumento de sua capacidade de produção.

O estudo foi desenvolvido com base num conjunto de tubulações e equipamentos daquela unidade de tratamento de condensado, isto é, de recuperação da fração aquosa da mistura efluente dos reatores de produção de estireno, buscando identificar os elementos que oferecem maior resistência para o bombeamento deste condensado. Desta forma, a motivação para o estudo se deu em função da necessidade de viabilizar soluções que oferecessem melhor desempenho para o aumento da capacidade de vazão do condensado para a torre de esgotamento, tendo em vista o aumento da capacidade produtiva atingido nas últimas campanhas, e principalmente em períodos finais de campanha de produção.

Alguns fatores podem explicar o aumento da capacidade produtiva de uma planta industrial como esta. O fornecimento de sistemas catalíticos com melhores desempenhos para a desidrogenação do etilbenzeno, promovendo não somente maiores tempos de produção, mas também possibilitando o aumento de conversão e seletividade. Além disso, e principalmente, o desenvolvimento de *know how* operacional sobre a tecnologia investida encoraja a se trabalhar com cargas mais altas ao longo do tempo chegando a ultrapassar a capacidade de produção prevista em projeto.

Uma vez que é realizado o aumento das cargas de reação, visando obter maior produção, todas as demais unidades, ou áreas, da fábrica devem também ter capacidade para as novas condições. Para processos que contém correntes líquidas, é comum que se determine previamente o cálculo da demanda energética para a vazão esperada através do cálculo da altura de carga dinâmica.

A altura de carga dinâmica de um sistema é composta pela altura de carga da sucção, da descarga e de fricção, sendo que as duas primeiras cargas estáticas e a terceira é uma carga dinâmica. As alturas de carga da sucção e da descarga estão determinadas pela disposição física dos equipamentos, ou seja, pelo *layout* da planta industrial. Estas são, portanto, dependentes da estrutura rígida da planta industrial, como por exemplo, os patamares de altura onde os vasos coletores estão localizados. Já a altura de carga de fricção é aquela que representa as perdas de energia devido ao atrito do fluido de escoamento com as tubulações e acessórios. Na determinação da altura de carga devido à

fricção, as perdas de energia nos trechos de tubulação retos (primárias) são calculadas em separado para as perdas devido aos acessórios (secundárias). A altura de carga devido à fricção é dita ser dinâmica devido a sua dependência com o regime de escoamento. Num processo industrial de larga escala é esperado que os regimes de escoamento sejam todos turbulentos, conforme previsto pelo Número de Reynolds, devido principalmente às amplas faixas de vazão empregadas. Dessa forma, faz-se necessário o cálculo do número adimensional de Reynolds para determinar o tipo de escoamento em questão e também para selecionar o método mais apropriado para quantificar as perdas primárias e secundárias.

O conhecimento da altura de carga dinâmica do sistema é, então, necessário já que representa a demanda energética mínima a ser fornecida, ou seja, é útil para se determinar a dimensão do conjunto de bombas necessário para atender às vazões previstas. Quando bem conhecidas as perdas de carga do sistema é possível determinar o ponto de operação, ou seja, a vazão limite para a qual a bomba é capaz de suprir a energia requerida.

2 PRODUÇÃO DO ESTIRENO

A desidrogenação do etilbenzeno é o maior processo de desidrogenação realizado na indústria petroquímica. A produção anual global do estireno ultrapassa 2×10^7 t (BIENIASZ, 2010) e, desta forma, é um dos monômeros mais utilizados, depois do etileno, cloreto de vinila e propileno.

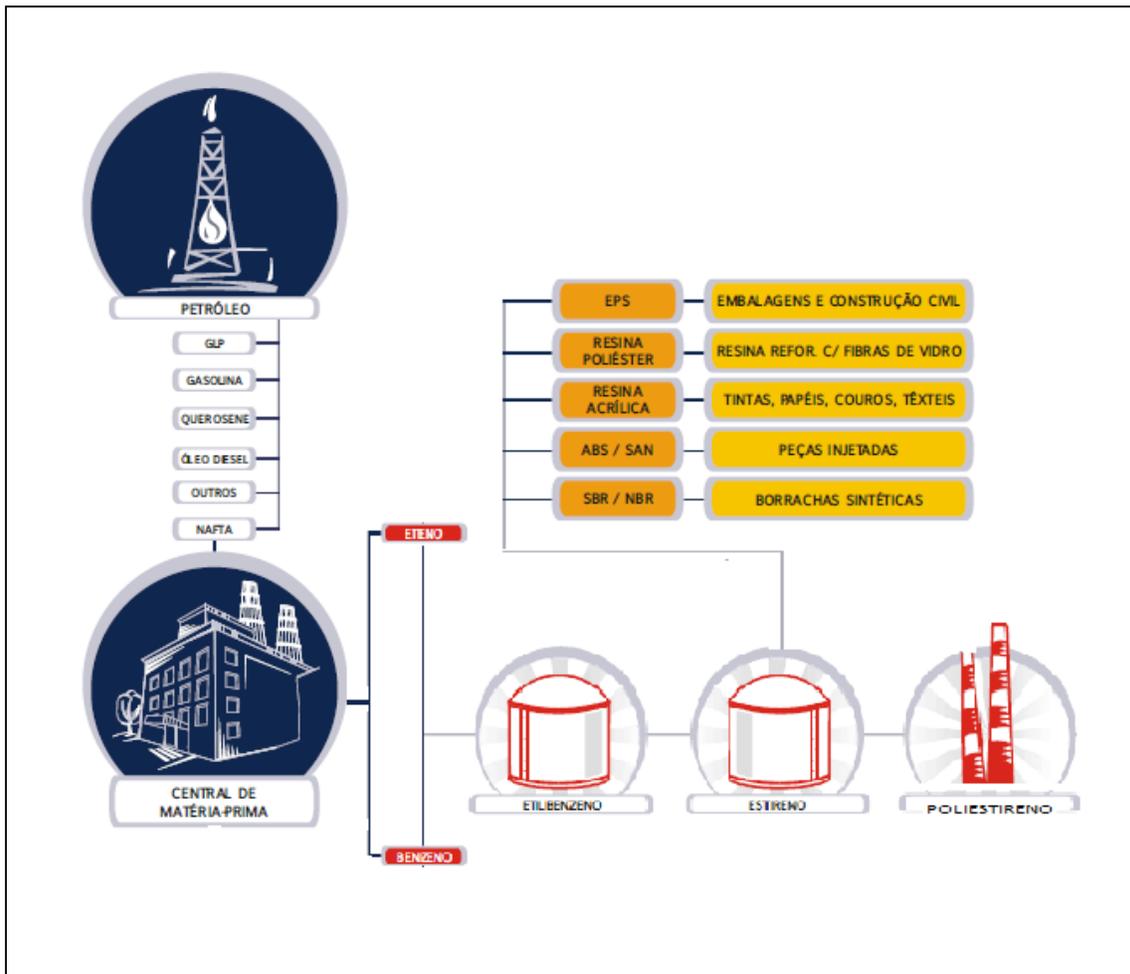


Figura 1 - Mapa dos derivados do petróleo para produção do Estireno a partir da central de matéria-prima incluindo algumas de suas aplicações.

Na Figura 1 está situado o fluxo de matérias-primas para o processo de fabricação do estireno na cadeia petroquímica. A partir da fração nobre do petróleo, a nafta, são obtidos, na central de matérias-primas do pólo petroquímico, UNIB RS, entre outros, o eteno e o benzeno, que são utilizados para fabricação do etilbenzeno, matéria-prima do estireno.

A produção de etilbenzeno está diretamente ligada com o mercado do estireno. Um total de 99% do etilbenzeno produzido no mundo é utilizado para fabricar o estireno (Petroleum Technology, 2007). Por sua vez, o estireno pode ser utilizado para fabricação do poliestireno ou para outras aplicações como uso em resina poliéster, resina acrílica, em matéria-prima para peças injetadas e borrachas sintéticas, etc..

2.1 CARACTERÍSTICAS DA PRODUÇÃO DO ESTIRENO

2.1.1 Principal Caminho de Produção do Estireno

A rota de produção do estireno mais largamente utilizada é a desidrogenação catalítica do etilbenzeno. O processo comercial é realizado de modo adiabático ou isotérmico em reatores de leito fixo com fluxo radial ou axial dos reagentes. Este processo é caracterizado por uma reação, em fase gás, reversível e altamente endotérmica ($\Delta H_{R873K} = 124,9 \text{ kJ/mol}$). A maioria das unidades de produção do estireno é operada sob condições atmosféricas ou a pressão reduzida numa faixa de temperatura de 550-650°C e razão típica de água-etilbenzeno de 12:1 dependendo do sistema catalítico e do processo utilizado (BIENIASZ et al., 2010).

2.1.2 Propriedades do Sistema Catalítico e Desativação

O sistema catalítico comercial para a maioria das plantas de produção de estireno é baseado em óxido de ferro promovido com potássio com uma pequena quantidade de diversos aditivos, usualmente Al, Ce, Cr, Mg, Mn, Mo, Ti e Zn (BIENIASZ et al, 2010).

Enquanto que o potássio atua como um promotor químico que aumenta a atividade catalítica, os demais aditivos são modificadores de textura e superfície, estabilizando a grande área superficial específica do catalisador.

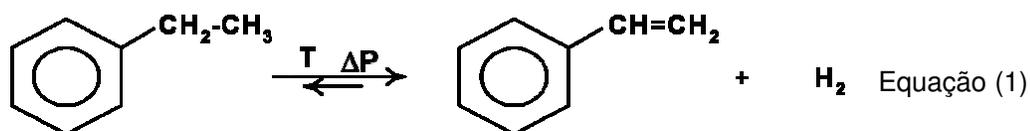
O processo de desativação, que ocorre com todos os sistemas catalíticos heterogêneos, é a degradação física ou pulverização de suas partículas por meio do atrito. Daí a importância de certos aditivos, como o MgO ou CaO, que atuam como estabilizantes estruturais.

As duas principais razões para a desativação do sistema catalítico de óxido de ferro nas severas condições industriais incluem a formação de depósitos de carbono e perda do potássio. Enquanto que a primeira destas razões é reversível, uma vez que a remoção do coque é possível através da co-alimentação de vapor, a segunda, por sua vez, é irreversível e leva ao decaimento da atividade durante o tempo em campanha de produção.

Para compensar a perda da atividade e seletividade catalítica, decorrentes da desativação contínua ao longo do tempo de uma campanha de produção, a temperatura dos reatores é continuamente aumentada durante este tempo, com o intuito de manter a

conversão do EB em níveis economicamente aceitáveis. Entretanto a temperatura de reação não pode ser elevada indefinidamente, sendo limitada pela temperatura de projeto dos reatores de desidrogenação e dos trocadores de calor imediatamente a jusante destes reatores.

A Reação (1) representa a reação principal de formação do estireno a partir da desidrogenação do etilbenzeno. Como se pode observar a reação é de natureza reversível e tem o seu equilíbrio influenciado pelas condições de temperatura e pressão de reação.

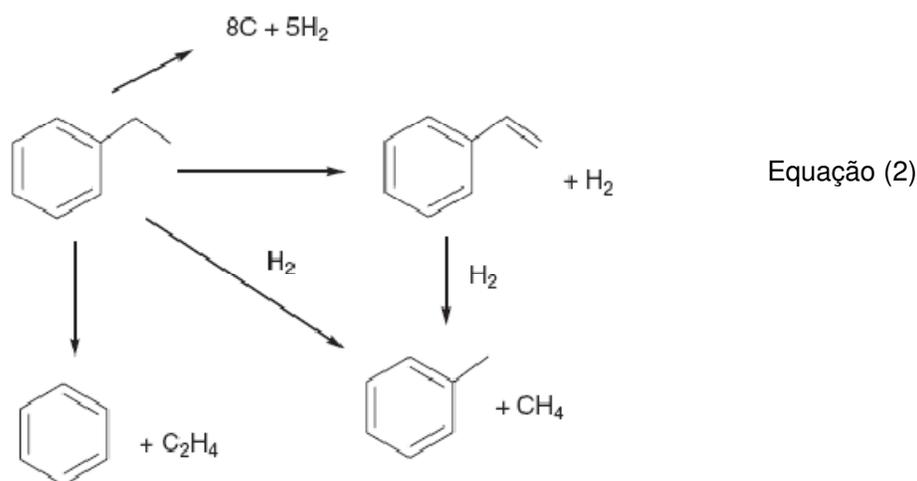


No que tange o favorecimento do equilíbrio da reação de desidrogenação do etilbenzeno em função da diminuição da pressão nos reatores, pode-se fazer uso de um sistema de compressão dos gases gerados pela reação. A composição majoritária destes gases é formada, obviamente, por hidrogênio. Outros gases encontrados no sistema de compressão da reação são o metano e o eteno, por exemplo. Devido ao alto poder calorífico da mistura de gases resultante, é possível fazer o seu reaproveitamento energético utilizando-os como combustíveis para os fornos de superaquecimento dos vapores da reação. A mistura de gases que servirá de combustível para os fornos é previamente lavada em coluna apropriada.

2.1.3 Reações Paralelas e Perda de Seletividade

Outras reações térmicas competem com a desidrogenação do etilbenzeno, como a total desidrogenação para a formação de carbono ou alguns processos de quebra (*cracking*), como pode ser visto na Reação (2), abaixo. A importância destas reações aumenta com a temperatura e tempo de operação e, conseqüentemente, a posição de equilíbrio (representando cerca de 80% de conversão), é raramente atingida e a maioria das plantas de produção trabalha com conversões na faixa de 50% a 70% (Chiusoli & Maitlis, 2006).

Apesar de as reações laterais afetarem a seletividade, do ponto de vista catalítico, a produção de carbono (coque) é o maior problema, pois este permanece *in situ* e atua como um veneno ao catalisador.



2.1.4 Uso do Vapor Superaquecido de Água co-Alimentado na Reação

Conforme já visto anteriormente, a natureza entálpica da reação principal é endotérmica e seu equilíbrio químico é favorecido pelo aumento de temperatura e diminuição da pressão.

A energia fornecida ao processo para que se atinja a temperatura desejada de operação é obtida da mistura de gases injetados no reator. Essa mistura de gases é, geralmente, uma mistura binária formada por etilbenzeno e vapor de água. A corrente de vapor de água superaquecido tem por finalidade, além de prover a energia necessária para a reação ocorrer, diluir o etilbenzeno para que este tenha uma diminuição da sua pressão parcial.

Na Figura 2 estão apresentados os comportamentos da conversão, seletividade e do consumo de vapores para reação ao longo de uma campanha de produção do estireno. Os valores de seletividade e de conversão, bem como a vazão de vapores, se encontram normalizadas em relação aos seus máximos. As duas primeiras estão com as leituras relacionadas no eixo principal, direita, enquanto a quantidade de vapores se encontra relacionada com o eixo secundário, esquerda.

Os marcadores em vermelho demonstram a queda de seletividade do sistema catalítico com o passar do tempo de produção. Os efeitos que contribuem para queda de seletividade foram comentados na seção anterior.

Visando manter níveis de conversão, representada pelos marcadores em verde, economicamente aceitáveis, a temperatura reacional média é gradualmente elevada com o tempo de reação. Uma vez que a elevação de temperatura é dada pelo aumento de vapor de água co-alimentado na reação, a vazão total de vapores para reação também é

gradualmente elevada com o passar de uma campanha de produção, como se pode perceber pelo comportamento dos marcadores em azul.

Algumas oscilações com estes parâmetros de reação se devem em função do PCP, ou seja, da Programação e Controle de Produção, que varia conforme a demanda do mercado por estireno e poliestireno, no caso da Innova. Periodicamente a carga da reação pode sofrer reajustes de *set*, ou seja, pode aumentar ou diminuir de acordo com o programado.

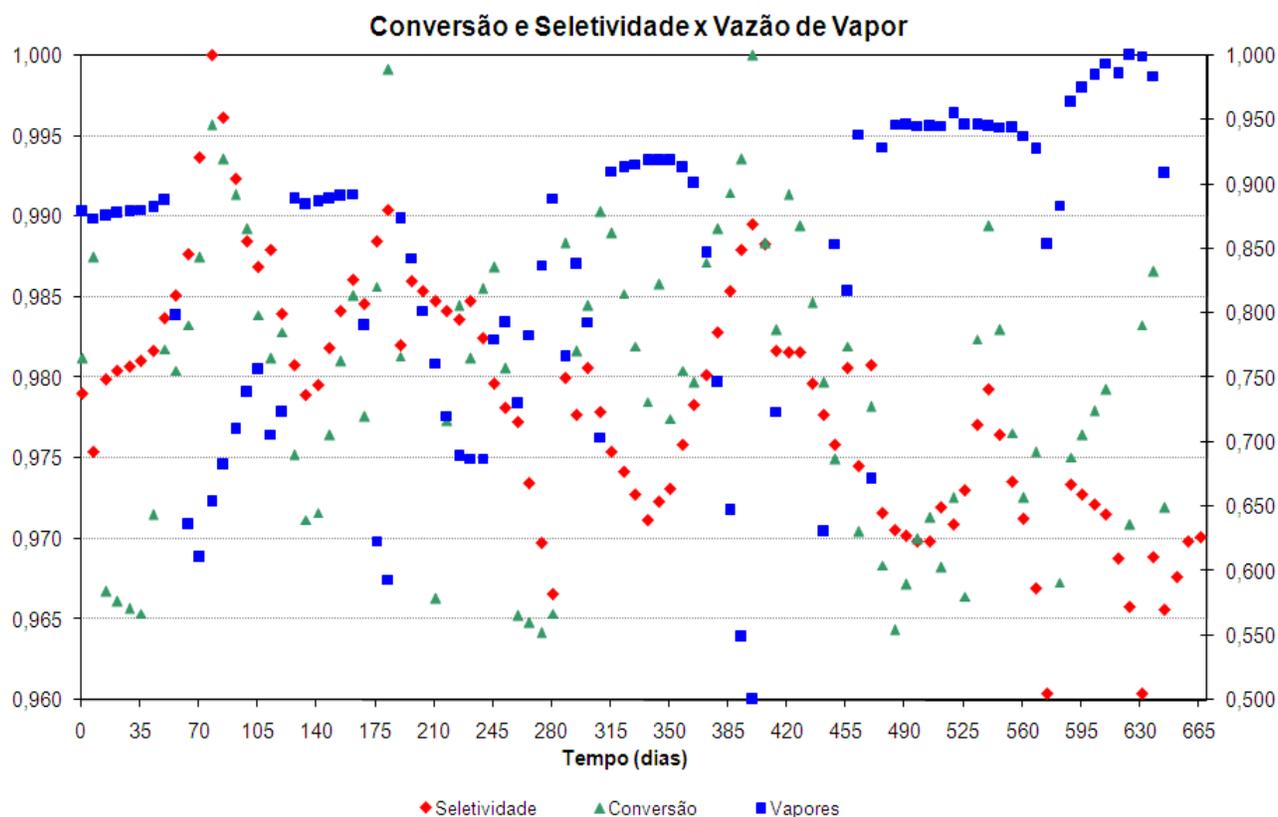


Figura 2 – Conversão e seletividade de um sistema catalítico versus consumo de vapor na reação ao longo de uma campanha de produção de estireno.

A fim de verificar que o aumento de vapores para reação ocorre em função das perdas de atividade e seletividade do sistema catalítico, foi construído o gráfico da Figura 3. Neste gráfico, o aumento da carga da reação, marcadores em vermelho, não chega a atingir o percentual de 5% entre a sua menor e a sua maior vazão, do início ao fim da campanha de produção. Já a quantidade de vapores para reação, marcadores em cinza, ultrapassa o percentual de 10% quando comparados à menor e a maior vazão de vapores, desde o início até o final da campanha de produção.

A quantidade produzida de condensado para esgotamento, marcadores em azul, é diretamente proporcional a quantidade de vapores utilizados na reação e aumenta ao longo da campanha de produção, principalmente nos meses finais.

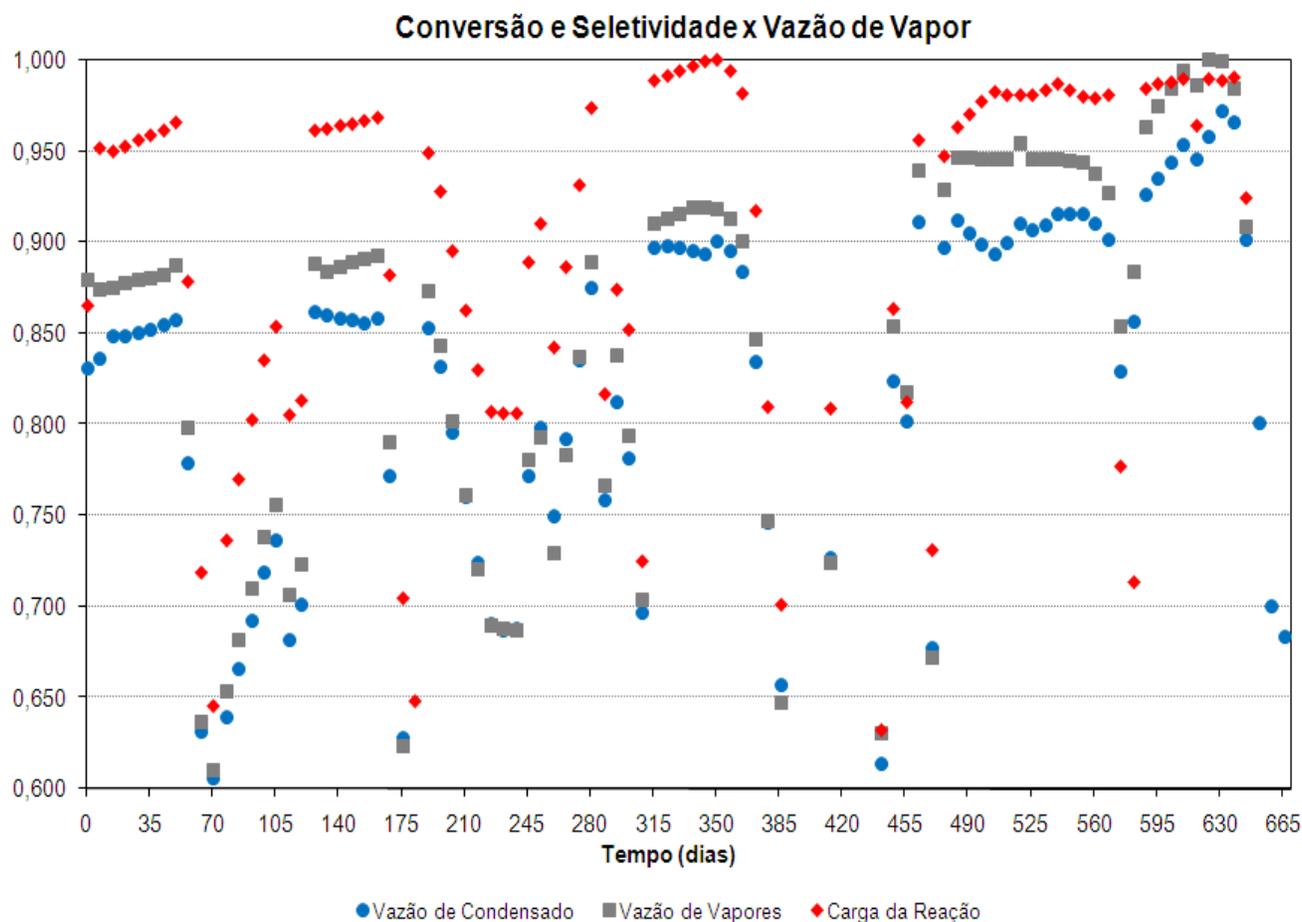
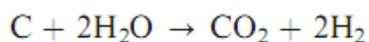


Figura 3 – Aumento da Vazão de Vapores para Reação e de Condensado Produzido Versus Carga da Reação ao Longo de uma Campanha de Produção do Estireno

Outra importância do uso do vapor de água superaquecido na reação é o desempenho vital deste como agente de limpeza do catalisador, removendo a deposição de coque através de uma reação de gaseificação do carbono na temperatura de operação. Tal reação está ilustrada na Equação (3).



Equação (3)

2.1.5 Aditivação

O estireno em fase líquida polimeriza a temperatura ambiente, ainda que a baixas taxas, mesmo sem a presença de um iniciador de polimerização. A taxa de polimerização aumenta com a concentração de estireno e com a temperatura. Como a sua polimerização é exotérmica, uma vez iniciada ela tende a se sustentar pelo aumento da temperatura gerado pela própria reação.

Então, devido à alta susceptibilidade à polimerização do estireno, além de algumas alternativas de projeto (referentes a *design* de equipamentos), é injetado um inibidor de polimerização nos equipamentos onde a concentração de estireno é tal que oferece condições para que haja polimerização. Este inibidor, então, é responsável por evitar a polimerização devido a altas temperaturas.

Contudo, após as etapas de produção e separação, o estireno permanece em ambientes onde a temperatura é menor, como por exemplo, durante seu armazenamento em tanques e transporte. Neste caso, é necessário o emprego de um inibidor de polimerização apropriado para tais condições de ambiente.

2.2 UNIDADES AUXILIARES DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ESTIRENO

Algumas propriedades inerentes a um processo catalítico de escala industrial como, por exemplo, as diferentes condições de operação ao longo do tempo e os diferentes compostos gerados simultaneamente ao produto de interesse (relacionados com a seletividade do catalisador), demandam a existência de unidades auxiliares. Estas unidades auxiliares têm por finalidade o desempenho de funções específicas, seja para recuperação, tratamento e reaproveitamento, armazenamento, etc..

2.2.1 Unidade de Esgotamento do Condensado

Conforme mencionado, a técnica de produção do estireno faz uso de água em forma de vapor de baixa pressão, na mistura binária de alimentação dos reatores, de forma crescente ao longo de uma campanha de produção em função da desativação do sistema catalítico.

Após a etapa de reação, a mistura desidrogenada é condensada e os gases de reação comprimidos. Torna-se necessário, desta forma, a separação prévia da fase aquosa presente na mistura desidrogenada efluente dos reatores antes do processamento seguir para as etapas de separação (via destilação).

O posicionamento do vaso separador, vaso A, bem como o subsequente tratamento das frações separadas neste vaso está ilustrado na Figura 4.

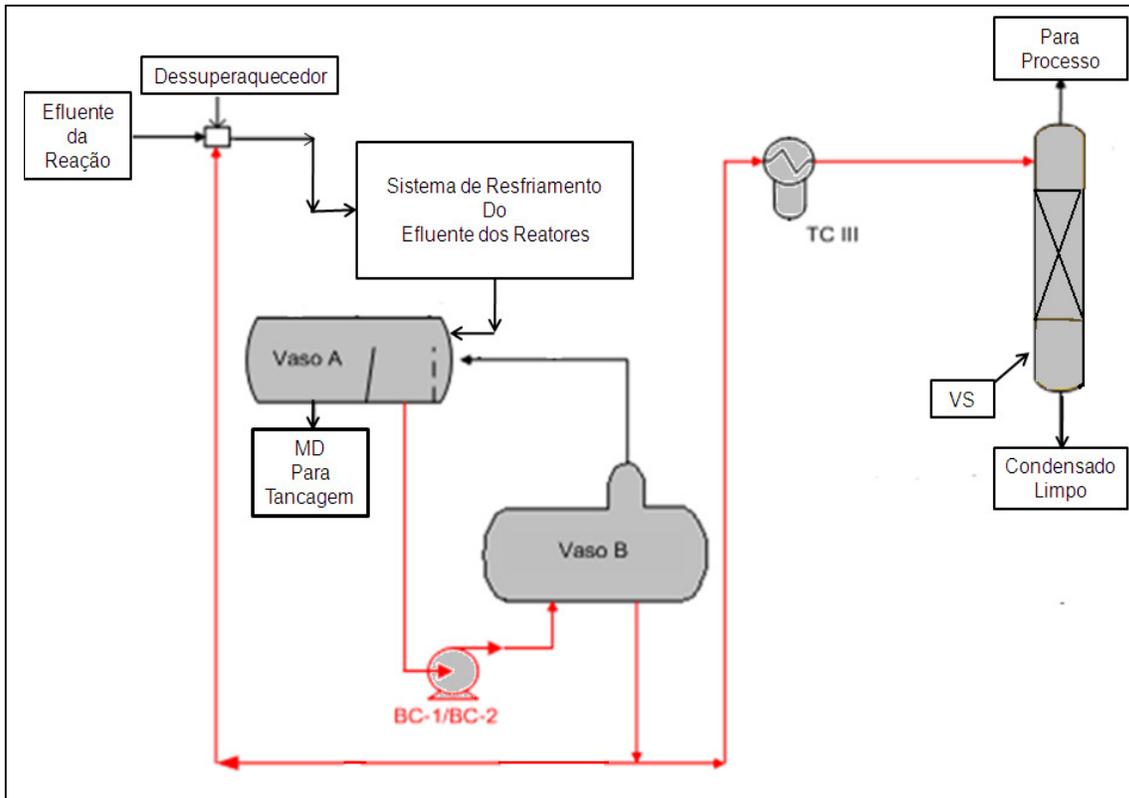


Figura 4 - Fluxograma de representação do escopo do estudo (MD é a mistura desidrogenada).

De acordo com o ilustrado na Figura 4, após a etapa de condensação da mistura desidrogenada efluente dos reatores, ela segue para o vaso de separação física, Vaso A, onde sofre um processo de separação com base na diferença de massa específica dos seus componentes, resultando em duas frações coletadas nos dois compartimentos do vaso de separação, a fase aquosa e a fase orgânica. A fase aquosa é também chamada de condensado, enquanto que a fase orgânica é chamada de mistura desidrogenada (MD), sendo que a primeira fração, fase aquosa, é submetida a um tratamento de esgotamento dos orgânicos em solução e a segunda, fase orgânica, segue para a área de tancagem.

Na fase orgânica estão presentes as várias espécies químicas, inclusive o estireno de interesse, e que serão devidamente separadas após o processamento da mistura desidrogenada (MD) na área de destilação. A alimentação da primeira coluna da área de destilação é feita se utilizando a mistura desidrogenada (MD) a partir da área de tancagem, enquanto que as demais colunas existentes nessa área são alimentadas com alguma corrente de topo ou de fundo proveniente de uma coluna prévia. Ao final, as principais frações de separação obtidas são do estireno, do etilbenzeno não reagido, do tolueno que é comercializado e do benzeno formado por reações ou decomposição térmicas.

A fração do condensado decantado, por sua vez, é submetida a uma extração no Vaso B, onde haverá a recuperação dos orgânicos diluídos e, na sequência, o condensado decantado será esgotado numa coluna apropriada, conforme Figura 4. O esgotamento do condensado é realizado através da injeção de vapor de super baixa pressão (VS) no fundo da coluna. Uma vez esgotado e filtrado, esta vazão de condensado é reaproveitada para reposição (*make up*) do inventário de água de resfriamento utilizado nos 3 *sites* de produção da empresa. Ainda, o condensado esgotado e filtrado, poderá ser utilizado para a geração de vapores, conforme a necessidade. Desta forma, a água outrora utilizada como energia na forma de vapor para a reação, é reutilizada para outras demandas do processo. A energia necessária para o escoamento do condensado decantado, a partir do vaso de separação, Vaso A, é fornecida por duas bombas do tipo centrífuga, BC-1 e BC-2, segundo Figura 4. Uma linha derivada deste condensado não passa pela torre de esgotamento, e é utilizada num dessuperaquecedor da corrente efluente dos reatores.

O vapor injetado no fundo da torre, que entra em contato com o condensado alimentado em contracorrente para promover o arraste dos orgânicos, formará uma corrente de topo na coluna de esgotamento. A energia térmica desta corrente de topo será parcialmente aproveitada, em um trocador de calor tipo casco-tubo (TC III), para aquecer a corrente de alimentação desta mesma torre.

Desta forma, conhecido o sistema sobre o qual se deseja trabalhar, podem-se iniciar as etapas de determinação das diferentes alturas de carga que compõe a demanda energética para realizar o bombeamento do condensado para a torre de esgotamento.

3 AVALIAÇÃO DA ALTURA DE CARGA (*HEAD*) DINÂMICA TOTAL (HDT)

A determinação altura de carga, ou perda de carga, dinâmica total (HDT) do sistema é fundamental para a escolha correta da bomba centrífuga a ser utilizada (STROCK e KORAL, 1965). Outra designação muito comum na linguagem da engenharia para altura de carga, é *head*.

Num primeiro momento serão apresentadas as definições para as perdas de carga que compõe a altura de carga dinâmica total, e num segundo momento serão apresentados os seus respectivos valores.

3.1 ALTURA DE CARGA DINÂMICA TOTAL (HDT)

A altura de carga dinâmica total é composta por três diferentes tipos de perda de carga relacionadas segundo a Equação (4).

$$HDT = H_d - H_s + H_f \quad \text{Equação (4)}$$

Cada um dos termos a esquerda desta equação será exposto individualmente a seguir.

3.1.1 Altura de Carga de Sucção (H_s)

A altura de carga de sucção (H_s) consiste na distância vertical a partir do nível de superfície livre da fonte de abastecimento para a linha central horizontal da bomba. Esta altura de carga se dá pela determinação da distância vertical do fundo do Vaso A e a linha central horizontal das bombas, BC-1 e BC-2, que estão em mesmo patamar de altura. Esta altura será considerada visando à condição extrema de processo, onde a altura de carga dinâmica do sistema encontrada será equivalente à máxima.

3.1.2 Altura de Carga de Descarga (H_d)

Altura de carga de descarga (H_d) consiste na distância vertical a partir da linha central horizontal da bomba até o ponto de descarga livre, ou até o nível de superfície livre do líquido descarregado. Para o sistema estudado a altura de carga em questão se refere à distância vertical entre a linha central horizontal das bombas e a altura onde está localizada a alimentação da torre de esgotamento.

3.1.3 Altura de Carga Devido a Fricção (H_f)

Altura de carga devido à fricção (H_f) consiste na altura de líquido a ser considerada em função da necessidade em superar a resistência à fricção da tubulação e dos seus acessórios, bem como dos instrumentos, tanto para a linha de sucção quanto para a linha de descarga das bombas de condensado decantado, BC-1 e BC-2.

As perdas de carga por atrito do sistema, representam a conversão, irreversível, de energia mecânica a partir de um ponto inicial considerado no escoamento, em energia térmica indesejável, e também a perda de energia devido à transferência de calor até um segundo ponto do escoamento (TELLES, 1964). A primeira destas perdas se deve ao atrito entre fluido e a paredes interiores da tubulação de escoamento, provocando aumento da energia interna do fluido, enquanto que a segunda parcela é referente às perdas por dissipação viscosa.

Da equação de Bernoulli para escoamento incompressível e sem atrito, tem-se a Equação (5):

$$\left(\frac{p_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} + gz_1\right) = \text{constante} \quad \text{Equação (5)}$$

Porém, na prática, para um escoamento entre dois pontos quaisquer ocorre perda de energia, ou seja, a energia mecânica num ponto adiante no escoamento será cada vez menor, o que ficou conhecido na literatura como perda de carga. A perda de carga expressa

a energia mínima por unidade de peso necessária para um fluido escoar de um ponto para outro. Esta energia também pode ser expressa em altura de coluna de líquido. A Equação (6) relaciona a diferença de energia entre dois pontos quaisquer de um escoamento como a perda de carga.

$$\left(\frac{p_1}{\rho} + \alpha_1 \frac{V_1^2}{2} + gz_1\right) - \left(\frac{p_2}{\rho} + \alpha_2 \frac{V_2^2}{2} + gz_2\right) = H_f \quad \text{Equação (6)}$$

Onde:

p é a pressão no ponto considerado (Pa);

α é o coeficiente de fluxo de energia cinética (adimensional);

V_i é a velocidade média do escoamento no ponto considerado (m/s);

g é a aceleração da gravidade, (m/s²);

z é a altura do ponto considerado (m) e

H_f é a perda de carga (J/kg).

Na forma apresentada, a perda de carga possui as dimensões de energia por unidade de peso e os subíndices 1 e 2 representam o ponto inicial e o ponto final do trecho considerado.

As perdas de carga devido à fricção são classificadas em perdas primárias, ou distribuídas, e perdas secundárias, ou localizadas. Para a determinação do regime de escoamento, que afeta o fator de atrito, é necessário o cálculo prévio do número de Reynolds.

O número de Reynolds é determinado pela Equação (7).

$$Re = \frac{V D}{\nu} \quad \text{Equação (7)}$$

Onde:

V é a velocidade do fluido em escoamento, em m/s;

D é o diâmetro da tubulação, em m;

ν é a viscosidade cinemática do fluido, m²/s.

Uma vez que todos os trechos apresentaram escoamento turbulento, como será visto, ou seja, número de Reynolds maior que 7000, (Fox e McDonald, 1981) as equações que permitem o cálculo para as perdas primárias e secundárias, são respectivamente, Equação (8) e Equação (9), nas quais o fator de atrito não é somente função do número de Reynolds.

$$h_l = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \quad \text{Equação (8)}$$

Onde:

f é o fator de atrito de Darcy, obtido através do Gráfico de Moody (adimensional);

L é o comprimento da seção reta de tubulação de mesmo diâmetro (m);

V é a velocidade do fluido (m/s);

D é o diâmetro da tubulação considerada (m);

g é a aceleração da gravidade (m/s²);

h_1 é a perda de carga distribuída (m).

A equação para o cálculo das perdas de carga secundárias é:

$$h_{1m} = k \frac{V^2}{2g} = f \frac{L_e}{D} \frac{V^2}{2g} \quad \text{Equação (9)}$$

Onde:

k é o coeficiente de perda (adimensional);

V é a velocidade média do escoamento (m/s);

f é o coeficiente de atrito para as condições do escoamento considerado (adimensional);

L_e é o comprimento equivalente para o acessório considerado (m);

D é o diâmetro da tubulação considerada (m) e

h_{1m} é a perda de carga secundária (m).

Desta forma define-se:

$$H_f = h_1 + h_{1m} \quad \text{Equação (10)}$$

Nas equações acima, a velocidade média do fluido foi obtida através da Equação (11) com a vazão de 86m³/h, que é equivalente a vazão máxima de condensado decantado para esgotamento que já foi experimentada nos períodos de fim de campanha.

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad \text{Equação (11)}$$

Onde,

V é a velocidade média numa seção de área da tubulação em consideração (m/s);

D é o diâmetro da tubulação em consideração (m).

Outra fórmula de uso muito comum para o cálculo envolvendo tubulações industriais é dada pela equação seguinte (KRAHL, 2007):

$$\frac{L_e}{D e^5} = \sum_i \frac{L_i}{D_i^5} \quad \text{Equação (12)}$$

Onde,

Le é o comprimento equivalente para o qual se deseja transformar o comprimento de um ou vários outros trechos de diferentes diâmetros contidos num dado escoamento (m);

De é o diâmetro equivalente da tubulação para o qual serão convertidos os demais trechos (m) e

Li e Di são, respectivamente, os diversos comprimentos e diâmetros encontrados num dado escoamento a serem transformados para o comprimento e diâmetro equivalente desejados (m).

4 RESULTADOS PARA ALTURAS DE CARGA

Os resultados serão apresentados de forma separada para cada perda de carga que compõe o cálculo da altura de carga dinâmica total (HDT). Os comentários pertinentes serão expostos junto ao respectivo tipo de perda de carga.

Ainda, nesta seção, as seguintes hipóteses simplificativas foram levadas em consideração para fins de cálculo da perda de carga:

1. Escoamento em regime permanente, isto é, que todos os valores de todas as grandezas não variem com o tempo;
2. Que não haja variações de temperatura ao longo da tubulação, ou seja, que o escoamento seja isotérmico;
3. Que o fluido seja homogêneo sem mudança de fase, não havendo variações de um ponto para outro, ou de um instante para outro;
4. Que as propriedades físicas (densidade, viscosidade e outras grandezas próprias do fluido) sejam constantes;
5. Que o escoamento seja incompressível.

Além das simplificações feitas através das considerações acima, outros tornam intrínsecos uma parcela dos erros para os cálculos realizados. Os coeficiente de perda de carga, k , utilizados nos cálculos das perdas secundárias, que são determinados de forma empírica servem como exemplo.

4.1 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA DA SUCÇÃO (H_s)

A altura do patamar do Vaso A foi obtida por meio do diagrama que apresenta a estrutura civil da área onde este se localiza, totalizando uma distância vertical de 5,5m. Descontando-se a altura da linha central horizontal das bombas, a altura de carga da sucção, tanto para a BC-1 quanto para a BC-2, é:

$$H_s = 5m$$

4.2 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA DA DESCARGA (H_d)

A distância vertical que compõe a altura de carga da descarga foi retirada do *BEP* (*Basic Process Engineering*), que é o manual de engenharia básico da tecnologia instalada para a produção do estireno.

Uma vez que a pressão de descarga foi desprezada, a altura de carga de descarga total equivale a 17m, considerados a partir da linha central horizontal das bombas até o ponto de alimentação do condensado na torre de esgotamento. Analogamente, esta altura de carga de descarga é equivalente para a BC-1 e para a BC-2.

4.3 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA DEVIDO À FRICÇÃO (H_f)

Conforme visto anteriormente, este tipo de perda de carga é composto por duas parcelas, sendo uma representada pelas perdas de carga primárias e a outra pela perda de carga secundárias.

Primeiramente, foram determinadas as perdas de carga distribuídas, ou perdas primárias.

4.3.2 Perdas de Carga Primárias

A Tabela 1 abaixo apresenta todos os comprimentos retos de tubulação existentes no sistema estudado, retirados dos respectivos diagramas isométricos da tubulação, sendo que os trechos de sucção e descarga encontram-se somados.

O diâmetro interno das tubulações foi retirado de tabelas constantes na literatura para tubos de aço Schedule 40 segundo as seguintes normas, ANSI B. 36.10 e ANSI B. 36.19 (KRAHL, 2007).

Tabela 1 - Comprimentos e respectivos diâmetros dos trechos de tubulação encontrados no sistema estudado.

D (pol)	D (m)	Di (m)	Lreto (m)
4	0,1016	0,1023	1,9
6	0,1524	0,1540	108,9
8	0,2032	0,2027	23,1
10	0,2540	0,2545	23,7
14	0,3556	0,3334	0,4

Na Tabela 2 encontram-se expostos os resultados encontrados para a respectiva perda de carga distribuída, ou seja, as perdas por atrito nos trechos retos de tubulação para um determinado diâmetro nominal.

Para fins de cálculo da velocidade média na seção reta de tubulação e do número de Reynolds, foram considerados os diâmetros internos das tubulações, conforme Tabela 1.

Tabela 2 - Resultados encontrados para a perda de carga primária.

D (m)	Di (m)	Lreto (m)	V (m/s)	Re	ϵ/D	f_{Darcy}	h_l (m)
0,0508	0,0525	43,8	0,642	7,85E+04	0,0009	0,0196	0,34315
0,1524	0,1540	117,8	1,14	4,09E+05	0,0003	0,0169	0,85607
0,2032	0,2027	23,1	0,642	3,03E+05	0,0002	0,0169	0,04046
0,254	0,2545	23,7	0,411	2,44E+05	0,0002	0,0160	0,01283

As perdas primárias (h_l) totalizaram 1,25m. Os comprimentos dos trechos retos de tubulação, L_{reto} , constantes na Tabela 2, resultam de um somatório obtido a partir dos diagramas isométricos. Ainda, na Tabela 2 os valores de perda de carga, h_l , foram calculados apenas para três dos cinco diferentes diâmetros encontrados no sistema de tubulações estudado. O diâmetro menor foi convertido para o comprimento equivalente do diâmetro imediatamente superior, enquanto que o diâmetro maior para o imediatamente inferior e, na sequência, calculada a perda de carga considerando a devida soma dos comprimentos equivalentes em cada um destes. Isto foi possível por meio do cálculo da associação de tubulações para estes trechos, dada pela Equação (12).

4.3.3 Perdas de Carga Secundárias

Este tipo de perda de carga se deve a perda de energia cinética do fluido devido a alterações no escoamento e também devido ao seu atrito com os acessórios de tubulação, como cotovelos, válvulas, cones difusores, etc.. Os valores de perda de carga para acessórios são puramente empíricos e são calculados pela Equação (3), escrita anteriormente.

A relação da totalidade dos acessórios e válvulas existentes nos diferentes trechos de tubulação considerados no sistema foi conhecida através do isométrico de cada trecho de tubulação, tendo em vista a riqueza de informações e detalhes desta documentação técnica.

Na Tabela 3 a seguir, estão listados todos os acessórios encontrados no sistema estudado, tanto nas linhas de sucção quanto na de descarga, classificados quanto ao correspondente diâmetro nominal.

Tabela 3 - Lista de Acessórios encontrados nos sistemas de tubulações estudado e respectivas perdas descarga.

D (m)	Acessório	Quantidade	K _{unitário}	
0,0508	Válvula Gaveta	6	0,16	
	Curva 90° Raio Longo	16	0,30	
	Curva 45° RL	1	0,20	
	Tê Igual (0,0508m x 0,0508m)	4	1,42	
	Válvula Gaveta (0,0127m)	2	0,11	
0,1016	Redução Concêntrica (0,1524m x 0,1016m)	4	0,25	
	Curva 90° Raio Longo	1	0,21	
0,1524	Curva 45°	2	0,18	
	Curva 90° Raio Longo	27	0,17	
	Válvula Gaveta	1	0,13	
	Válvula Retenção de Portinhola	1	1,55	
	Placa de Orifício Concêntrica	1	12,57	
	Tê Igual (0,1524m x 0,1524m)	1	0,11	
	Curva 45° Raio Longo	1	0,16	
	Saída	2	1,00	
	0,2032	Entrada	1	0,50
		Curva 90°	2	0,27
Válvula Retenção de Portinhola		1	1,58	
Válvula Gaveta		1	0,13	
Curva 90° Raio Longo		6	0,15	
Curva 45° Raio Longo		3	0,15	
0,254	Entrada	1	0,50	
	Tê	1	1,20	
	Curva 90° Raio Longo	7	0,13	
	Válvula Gaveta	1	0,12	
	Redução Concêntrica (0,3556m x 0,254m)	1	0,25	
	Curva 45° Raio Longo	2	0,15	
	Redução Concêntrica (0,254m x 0,1524m)	1	0,27	

Os valores dos respectivos coeficientes de perda de carga foram retirados de forma direta dos gráficos existentes na literatura. Quando não disponíveis estes coeficientes foram estimados a partir do fator de atrito e comprimento equivalente, lado direito da Equação (9). Neste caso, o fator de atrito utilizado foi o mesmo para o respectivo diâmetro de tubulação previamente determinado para o cálculo das perdas de carga primárias, enquanto que o comprimento equivalente foi obtido a partir de gráficos existentes na literatura consultada.

Este último procedimento foi necessário para as válvulas, cujos comprimentos equivalentes foram considerados para o caso de máxima vazão permitida por tais acessórios.

Para o cálculo da placa de orifício, a fórmula da Equação (13) foi utilizada com o valor de β (razão entre o diâmetro do orifício e o diâmetro da tubulação) retirado da sua folha de dados.

$$k = 2,8(1 - \beta^2) \left[\left(\frac{1}{\beta} \right)^4 - 1 \right] \quad \text{Equação (13)}$$

Utilizando a Equação (9), o somatório da perda de carga dos acessórios listados na Tabela 2 foi igual a 2,2m.

4.4 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DE CARGA TOTAL (HDT) DO SISTEMA

De posse de todos os valores de perda de carga do sistema foi possível, então, a determinação das perdas totais por fricção do sistema, através da Equação (10). Estas perdas totalizaram 3,45m.

Além dos acessórios de tubulação calculados para a Tabela 3, a perda de carga na linha de descarga das bombas, BC-1 e BC-2, carece também da determinação da perda de carga para o trocador de calor (TCIII), que foi determinada em separado, levando-se em conta a perda de pressão para o equipamento fornecida no *BEP (Basic Engineering Processing)*. Esta diferença de pressão equivale a 10m de coluna de condensado.

O somatório de todas as alturas de carga para o cálculo da altura dinâmica total do sistema, segundo Equação (4) forneceu o valor de 47m.

Na Tabela 4 encontram-se todas as perdas de carga identificadas e consideradas no sistema de esgotamento do condensado.

Tabela 4 – Resultados para as alturas de carga do sistema, em metros de coluna de líquido.

Altura de Carga de Sucção (m)	5,00
Altura de Carga de Descarga (m)	17,00
Altura de Carga de Fricção	
Primárias (m)	1,25
Secundárias (m)	2,19
Altura de Carga na Válvula de Controle (m)	12,00
Altura de Carga no TCIII (m)	10,00

5 CONJUNTO DE BOMBAS DISPONÍVEL, BC-1 E BC-2

5.1 BOMBAS CENTRÍFUGAS DE ÚNICO ESTÁGIO

A altura de carga disponível é fornecida pelo conjunto de bombas centrífugas existentes, BC-1 e BC-2, para o transporte do condensado decantado no Vaso A até a alimentação da torre de esgotamento.

Nesta classe de bombas, a energia mecânica do fluido é aumentada através da ação centrífuga. A carcaça da bomba coleta o fluido e o conduz até a descarga, enquanto que as palhetas do impelidor transferem energia ao fluido. O desenho de uma bomba centrífuga é proposital para a obtenção de energia de pressão, sendo maior quanto maior for o grau de reação da bomba centrífuga.

O grau de reação de uma bomba do tipo centrífuga é equivalente ao aumento de energia na forma de pressão estática no interior do impelidor em relação à energia total transmitida pelo impelidor.

Na Figura 5 está representado o esquema básico para o tipo de bomba centrífuga utilizado no sistema de bombeamento na unidade de tratamento do condensado decantado. Na carcaça em voluta ocorre a acomodação gradual do líquido e a transformação da energia de velocidade em energia de pressão se dá após o ponto 1. Este tipo de carcaça é normalmente utilizado em bombas de um só estágio.

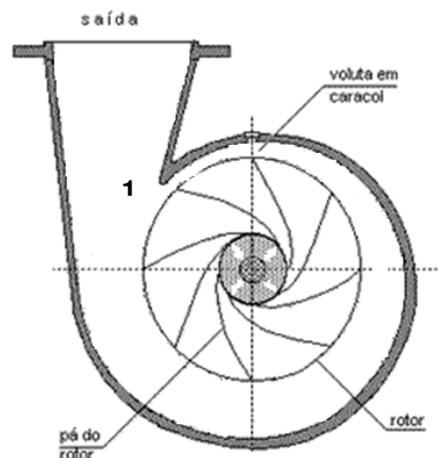


Figura 5 - Esquema da carcaça de uma bomba tipo centrífuga.

5.2 ALTURA DE CARGA DINÂMICA DISPONÍVEL

As duas bombas do sistema estudado, da unidade de esgotamento do condensado, são do mesmo modelo e fabricante, possuindo, inclusive, mesmo diâmetro de impelidor. Logo, a altura de carga dinâmica fornecida a partir de uma bomba será teoricamente igual à da outra, assim como outras características (eficiência, etc.). Esta altura de carga dinâmica

pode ser obtida pela curva característica da bomba para o tamanho de impelidor e vazão de trabalho especificados.

Considerando a vazão total de 123 m³/h, ou seja, incluindo-se a vazão mínima da bomba, que é igual à vazão de recirculação, a altura de carga total encontrada para uma das bombas é de 48m. Nesta região de operação, a curva da bomba fornece um rendimento de aproximadamente 70%.

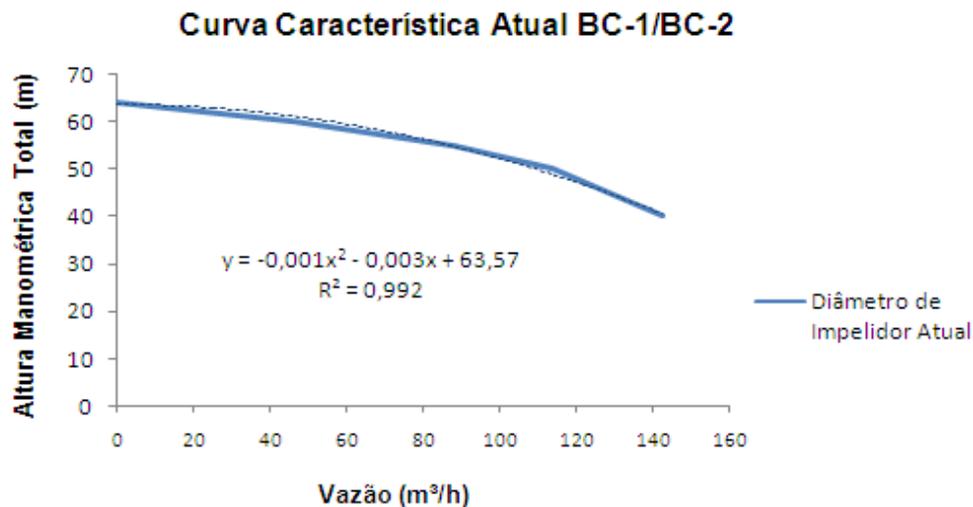


Figura 6 - Curva característica para as bombas BC-1 e BC-2.

Na Figura 5 acima, está a curva característica tanto para a bomba BC-1 quanto para a bomba BC-2, pois ambas estão equipadas com pás do rotor de mesmo diâmetro. Através de um modelo quadrático encontra-se a Equação (14), que correlaciona a altura de carga manométrica total fornecida pela bomba em função da vazão.

Equação (14)

Onde:

AMT é a altura manométrica total oferecida pela bomba (m) e

Q é a vazão demandada para a bomba (m³/h).

No caso de se considerar a Equação (14) para o cálculo de altura de carga dinâmica disponível o resultado encontrado é de 47m.

5.3 CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO DO CONDENSADO PARA ESGOTAMENTO

Ao longo da campanha de produção a vazão de condensado para torre de esgotamento é bombeada alternando-se periodicamente as bombas BC-1 e BC-2. Este procedimento permanece até certo momento da campanha a partir do qual a vazão de

condensado produzido demanda o uso de ambas as bombas, formando um sistema de bombeamento em paralelo. Esta configuração oferece uma opção de operação flexível, onde as duas bombas podem ser alinhadas simultaneamente de acordo com a necessidade de vazão requerida.

A Figura 4, abaixo, demonstra como se altera a curva característica quando duas bombas iguais são colocadas em paralelo. Teoricamente, somam-se as abscissas (vazão) enquanto se conserva o valor das ordenadas (altura de carga).

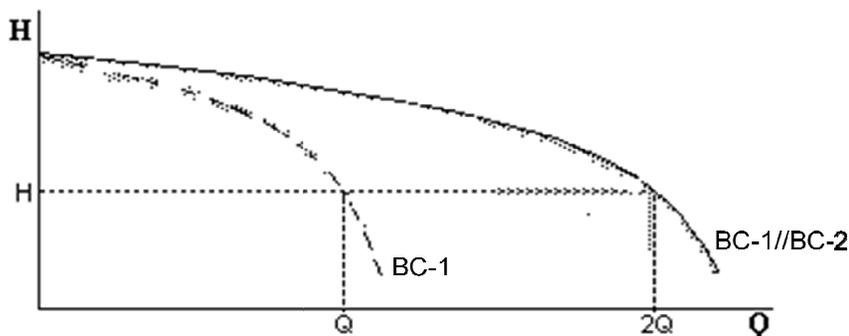


Figura 7 - Curva característica demonstrando associação em paralelo para duas bombas iguais.

Operacionalmente é arriscado fazer uso das duas bombas simultaneamente sem ter a segurança de uma bomba reserva. Neste caso, se acontecer falha em uma das bombas, a capacidade de vazão bombeada cairia, teoricamente, para a metade. Isto acarretaria em procedimentos de redução de carga da reação, ou seja, diminuição da produção, levando a perdas econômicas.

6 COMENTÁRIOS E PROPOSTA DE MELHORIA OPERACIONAL

O sistema de bombeamento original, composto pelas bombas BC-1 e BC-2, foi projetado para que apenas uma delas atendesse à demanda total de vazão de condensado para esgotamento e perda de carga do sistema, enquanto que a outra permaneceria como reserva.

Devido ao melhor conhecimento da tecnologia de produção, torna-se possível o aumento da carga de reação e, conseqüentemente, da produção ao longo de cada nova campanha. Como consequência, devido também ao aumento de vazão do condensado para esgotamento, a eficiência de uma bomba já não é mais a mesma. Isto se torna crítico em vazões de condensado muito altas, ou seja, em períodos de final de campanha, o que obriga a operação simultânea do conjunto de bombas em paralelo. Sendo assim, os últimos meses de uma campanha de produção não têm se valido de uma bomba reserva na unidade de tratamento do condensado.

Admitindo que as bombas, BC-1 e BC-2, sejam mantidas na unidade, pode-se ter um ganho de vazão de aproximadamente $10\text{m}^3/\text{h}$ com a utilização do máximo diâmetro de pá do rotor. Este ganho de vazão seria teoricamente suficiente para, com as condições atuais de operação, garantir a operação individual das bombas e com conseqüente aumento da confiabilidade operacional.

Outra opção seria uma diminuição de altura manométrica requerida pelo sistema na quantidade equivalente a 5 metros de coluna de água. Esta altura, segundo a Equação (14), fornece um ganho de vazão de aproximadamente $19\text{m}^3/\text{h}$, a qual seria também suficiente para suportar a vazão máxima considerada neste trabalho e atingida na última campanha de produção. Supõe-se que tal ganho de vazão seja possível por meio da substituição da válvula de controle de 4 polegadas para uma do mesmo tamanho da tubulação, 6 polegadas. Infelizmente o cálculo para ratificar esta hipótese não pode ser realizado devido a indisponibilidade de dados para a válvula.

7 SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS

Frente aos resultados encontrados neste estudo inicial da unidade de esgotamento do condensado, ficam algumas sugestões de trabalhos futuros acerca da melhor alternativa, não necessariamente na ordem de importância. São elas:

- Determinar a diminuição na perda de carga em caso de se optar por fazer a substituição do atual elemento primário de medição de vazão para um que promova uma menor restrição das linhas de fluxo e, conseqüentemente, implique em menor diferença de pressão permanente no sistema. Por exemplo, troca da placa de orifício por medidor do tipo Venturi;
- Monitoramento da perda de carga no trocador de calor, TC III, a montante da torre de esgotamento do condensado com a evolução do tempo de campanha de produção, visto que o mesmo acumula quantidade significativa de depósitos de óxido de ferro. Isto seria possível frente a utilização de um vacuômetro para medição a jusante deste, já que há uma depressão em função da condição de pressão de operação da torre de esgotamento do condensado a poucos metros dali;

8 CONCLUSÕES

Com a realização deste breve estudo sobre a altura de carga dinâmica do sistema descrito, comprovou-se que a diminuição da altura de carga disponível das bombas com o aumento de vazão do condensado para esgotamento como, por exemplo, para vazões de condensado atingidas na última campanha de produção do estireno, determina a utilização simultânea das duas bombas ora disponíveis.

É admissível que algumas considerações e estimativas podem ter distorcido de um tanto os resultados para as alturas de carga encontradas. Considerar a rugosidade relativa como sendo aquela para tubulações de aço novas e até mesmo estimar as quedas de pressão para alguns equipamentos com base no manual de engenharia básica (*BEP*), são exemplos de fontes de erro. Porém, com uma análise crítica e comparando com as alturas manométricas esperadas para o conjunto de bombas, BC-1 e BC-2, os resultados ficaram dentro do esperado para a condição atual. Além disso, os cálculos são corroborados pela concordância com a vazão máxima de operação no diagrama das bombas.

Foram identificados os elementos que oferecem maior resistência ao bombeamento do condensado, ou seja, aqueles elementos onde o consumo energético por unidade de massa de fluido é mais acentuado. A válvula de controle e o trocador de calor apresentaram as maiores alturas de carga demandadas.

Ainda, foi apresentada uma possível solução para que, no mínimo, seja prolongado o tempo para o qual apenas uma bomba em operação possa atender a demanda de condensado durante uma campanha de produção, sendo ela a de substituição do impelidor para aquele de máximo diâmetro admitido. Este procedimento permitiria manter uma bomba na reserva, promovendo uma maior segurança operacional.

9 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BIENIASZ, W., et al. Irreversible Deactivation of Styrene Catalyst due to Potassium Loss – Development of Antidote via Mechanism Pinning. *Catalyst Today*, Polônia. 2010.

CHIUSOLI, Gian Paolo e MAITLIS, Peter M. *Metal-Catalysis in Industrial Organic Processes*. Royal Society of Chemistry. 2006. ISBN 978-0-85404-862-5 Electronic ISBN: 978-1-61583-365-8 Disponível em www.knovel.com. Acesso em Outubro/2010. 306páginas.

FOX, Robert W. e McDONALD, Alan T.. *Introdução à Mecânica dos Fluidos*. 2ªed. Rio de Janeiro. Guanabara Dois S.A., 1978. 562p.

KRAHL, C. *Apostila da Disciplina de Mecânica dos Fluidos – ENG07010*. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. UFRGS, 2007.

STROCK, Clifford e KORAL, Richard L.. *Handbook of Air Conditioning heating and ventilating*. 2ª ed.. New York Industrial Press. 1965.

TELLES, Pedro Carlos da Silva. *Tubulações Industriais*. 3ª ed. rev. ampl.. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., 1974. 479p.

Wiley Critical Content – *Petroleum Technology*. Vol 2. John Wiley & Sons, 2007. Disponível em www.knovel.com. Acesso em Setembro/2010.

