

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

INSTITUTO DE QUÍMICA

KELLY OSOWSKI DZIOUBANOV

**SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DO TROCADOR DE CALOR CASCO TUBO
PARA OTIMIZAÇÃO DA EFICIÊNCIA TÉRMICA DO REFERVEDOR
INTERCAMBIADOR DA TORRE DE DESTILAÇÃO EXTRATIVA**

Porto Alegre, 2016

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

INSTITUTO DE QUÍMICA

KELLY OSOWSKI DZIOUBANOV

**SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DO TROCADOR DE CALOR CASCO TUBO
PARA OTIMIZAÇÃO DA EFICIÊNCIA TÉRMICA DO REFERVEDOR
INTERCAMBIADOR DA TORRE DE DESTILAÇÃO EXTRATIVA**

Trabalho de conclusão de curso apresentado junto à atividade de ensino “Projeto Tecnológico” do curso de Química Industrial como requisito parcial para a obtenção do grau de Químico Industrial.

Prof^ª Dra. Emilse Maria Agostini Martini

Orientadora UFRGS

Eng. Thiago Marcon Goss

Co-orientador Eng. Braskem

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à minha família e ao meu namorado, que sempre estiveram ao meu lado, me incentivando e compartilhando comigo momentos de alegria e tristeza, fazendo-me acreditar em mim mesma e lembrando-me do meu potencial e das minhas qualidades.

Agradeço à UFRGS pela oportunidade de um ensino gratuito e de qualidade, aos professores do Instituto de Química e à professora Emilse Maria Agostini Martini pelos ensinamentos, conselhos, incentivo e paciência.

Agradeço à empresa Braskem, pela oportunidade de realização do estágio, onde pude me qualificar para o mercado de trabalho, desenvolver novas habilidades e ser contratada, e ao engenheiro Thiago Marcon Goss, pela dedicação, pelos ensinamentos e muita paciência.

ABSTRACT

Heat exchangers are equipment for exchanging thermal energy between two fluids that are at different temperatures. The most frequent heat exchanger used in industrial processes is the shell type and pipes. Exchangers of this type have many applications in the petrochemical industry, being used in heating, cooling, evaporation and condensation of fluids. In this work the study of energy efficiency of a shell type and pipe heat exchanger for heating the extractive distillation tower of the Butadiene Extraction Unit. The Software Aspen Exchanger Design and Rating V8.4 is used for modeling and fundamental complex calculations, so it is possible to propose a shell type and pipes heat exchanger design to supply the thermal demand and attend the desired requirements. The method used to validate the results was by comparing the results obtained by the simulation of the original heat exchangers with the data provided by the plant designer, Badische Anilin & Soda Fabrik (BASF). The study allowed the analysis of variables that significantly interfere in the design, such as fluid flow velocity, loss of load, number of passes, number of baffles and coefficient of soiling. The results obtained show that an increase in the thermal exchange rate and therefore the efficiency of the heat exchanger can be obtained by increasing the area of thermal exchange. For this, it is necessary to implement one more exchanger in the series of four exchanger already in the plant.

RESUMO

Trocadores de calor ou permutadores são equipamentos para troca de energia térmica entre dois fluidos que estão em temperaturas diferentes. O mais frequente trocador de calor utilizado em processos industriais é o tipo casco e tubos. Trocadores deste tipo têm muitas aplicações na indústria petroquímica, sendo utilizados no aquecimento, resfriamento, evaporação e condensação de fluidos. Neste trabalho é realizado o estudo da eficiência energética de um trocador de calor casco tubo o qual utiliza solvente normal metilpirolidona para aquecimento da torre de destilação extrativa da Unidade de Extração de Butadieno. O *Software Aspen Enxenger Desing and Ratin V8.4* foi utilizado para a modelagem e cálculos complexos fundamentais, sendo possível assim propor um projeto de trocador de calor casco tubo para suprir a demanda térmica e atender aos requisitos desejados. O método utilizado para validar os resultados foi por comparação entre os resultados obtidos pela simulação dos trocadores de calor originais com os dados concedidos pelo projetista da planta, a Badische Anilin & Soda Fabrik (BASF). O trabalho possibilitou a análise de variáveis que interferem significativamente no projeto, como velocidade de escoamento dos fluidos, perda de carga, número de passes, número de chicanas e coeficiente de sujamento. Os resultados obtidos mostram que um aumento da taxa de troca térmica e, portanto, da eficiência do trocador de calor, pode ser obtida pelo aumento de área de troca térmica. Para isso, é necessário a implementação de um permutador a mais na série de quatro permutadores já existentes na planta.

Palavras-chaves: Modelagem. Simulação. Extração de 1,3-butadieno. Destilação. Coluna fracionadora. Aspen. Normal metilpirolidona

LISTA DE ABREVIACOES

ΔT_1 – Diferença entre as temperaturas de saída do fluido quente e de entrada do fluido frio

ΔT_2 - Diferença entre as temperaturas de entrada do fluido quente e de saída do fluido frio

ΔT_{ml} - Média logarítmica das temperaturas ($^{\circ}\text{C}$)

ΔT – Diferença de temperatura entre os fluidos quente e frio

ΔP – Perda de carga (kgf/cm^2)

μ - Viscosidade (cP)

1,3-BD - 1,3-butadieno

A – rea de troca térmica

A_e – rea de troca térmica externa

AES Sul - Distribuidora de Energia S.A

A_i – rea de troca térmica interna

C3-C10 - Hidrocarbonetos compostos de três a dez carbonos

C3-C4 – Corte de hidrocarbonetos compostos de três a quatro carbonos

C4 - Hidrocarbonetos compostos por quatro carbonos

C6-C8 Hidrogenado - Corte de hidrocarbonetos compostos de seis a oito carbonos

COPENE - Central Petroquímica de Camaçari

COPE SUL - Central de Matérias-Primas do Pólo Petroquímico do Rio Grande do Sul

C_p - Calor específico ($\text{kcal}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)

d - Densidade (g/cm^3)

D - Diâmetro do casco (mm)

D_e - Diâmetro externo dos tubos (mm)

D_i - Diâmetro interno dos tubos (mm)

f - Coeficiente de atrito

g – Força da gravidade

HC's – Hidrocarbonetos

h_e – Coeficiente de transferência de calor por convecção externos aos tubos

h_i – Coeficiente de transferência de calor por convecção interno aos tubos

L - Comprimento dos tubos

LMTD- Média logarítmica das temperaturas ($^{\circ}\text{C}$)

m – Vazão mássica dos fluidos (m^3/h)

MTBE - Metil-terc-butil ter

NMP – Normal metilpirolidona

P-01 – Permutador 01

P-02 - Permutador 02
P-03 A-D – Trocador de calor economizador 03 de A, B, C e D
P-04 - Refervedor 04
PE - Ponto de ebulição (°C)
PF - Ponto de fusão (°C)
PVC - Policloreto de vinila
Q - Calor trocado (kcal/h)
q –Taxa de calor trocado (kcal/h)
q”- Fluxo de calor por convecção
R”_d - Coeficiente de sujamento (m²h °C/kcal)
R”_{de} - Coeficiente de sujamento no exterior dos tubos (m²h °C/kcal)
R”_{di} - Coeficiente de sujamento no interior dos tubos (m²h °C/kcal)
REFAP - Refinaria Alberto Pasqualini
T-01 – Torre de destilação 01
T-02 – Torre de destilação extrativa 02
T-03 - Torre de destilação 03
T-04 - Torre desgaseificadora de solvente 04
T-05 - Torre fracionadora de butadieno
T_∞ - temperatura distante da superfície de troca térmica (°C)
TBC - Terc-butilcatecol
T_{f,e} - Temperatura de entrada do fluido a ser aquecido (°C)
T_{q,e} - Temperatura de entrada do fluido a ser resfriado(°C)
T_{q,s} - Temperatura de saída do fluido a ser resfriado (°C)
T_s - Temperatura junto a superfície de troca térmica (°C)
U - Coeficiente de troca térmica (kcal/m²h °C)
U_e - Coeficiente de troca térmica do fluido externo aos tubos (kcal/m²h °C)
U_i - Coeficiente de troca térmica do fluido interno aos tubos (kcal/m²h °C)
UNIB-2 RS – Unidade de Insumos Básicos do Rio Grande do Sul
V - Velocidade de escoamento dos fluidos (m/s)
 \bar{v} - Velocidade média de escoamento do fluido (m/s)
V- 01 - Vaso 01
VA - Vapor de Alta pressão
VB - Vapor de Baixa pressão
VM - Vapor de Média pressão
 γ - Tensão superficial (dina/cm)

κ – Condutividade térmica (kcal/h m °C)

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1. CADEIA PRODUTIVA DO POLO PETROQUÍMICO (FONTE: PORTAL BRASKEM 2014).	16
FIGURA 2. EXEMPLO DE CADEIA PRODUTIVA DO PÓLO PETROQUIMICO (FONTE: ABIQUIM). .ERRO! INDICADOR NÃO DEFINIDO.	
FIGURA 3: CONFIGURAÇÃO ESPACIAL DO 1,3-BUTADIENO.....	20
FIGURA 4: FLUXOGRAMA INDUSTRIAL SIMPLIFICADO DA UNIDADE DE EXTRAÇÃO DE 1,3- BUTADIENO.	22
FIGURA 5: FUNDO DA TORRE EXTRATORA/RETIFICADORA.	25
FIGURA 6: ESQUEMA DE TROCADOR DE CALOR BITUBULAR, CONCORRENTE (A) E EM CONTRACORRENTE (B).....	27
FIGURA 7: FIGURA ILUSTRATIVA DE TROCADOR DE CALOR MULTITUBULAR.....	28
FIGURA 8: ESQUEMA DE UM TROCADOR DE CALOR CASCO-TUBO EM CONTRA CORRENTE.....	28
FIGURA 9: ESQUEMA DE TROCADOR DE CALOR DE PLACAS.....	29
FIGURA 10: REPRESENTAÇÃO DE RESISTÊNCIA TÉRMICA E INCRUSTAÇÕES NAS PAREDES DO TUBO.	31
FIGURA 11: TRANSFERÊNCIA DE CALOR POR CONVECÇÃO EM SUPERFÍCIE AQUECIDA.	32
FIGURA 12: ESQUEMA DE FLUXO EM REGIME TURBULENTO E LAMINAR.	33
FIGURA 13: ESQUEMA DA TROCA TÉRMICA DO FUNDO DA TORRE EXTRATORA/RETIFICADORA ..	38
FIGURA 14: TEMPERATURAS E VAZÕES ATUAIS DOS TROCADORES DE CALOR DA TORRE DE DESTILAÇÃO EXTRATIVA.	40

LISTA DE TABELAS

TABELA 1: VOLATILIDADE RELATIVA DOS COMPONENTES DA CARGA COM E SEM SOLVENTE NMP.....	21
TABELA 2: DADOS DE PROJETO INSERIDOS NO SOFTWARE ASPEN EXENGER DESING AND RAITING V8.4.....	51
TABELA 3: VALIDAÇÃO MATEMÁTICA DO SOFTWARE ASPEN EXENGER DESING AND RAITING V8.4.....	52
TABELA 4: DADOS OPERACIONAIS ATUAIS DO PROCESSO	53
TABELA 5: AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL	54
TABELA 6: SIMULAÇÃO COM CARGA DE PROJETO E 75% A MAIS DE COEFICIENTE DE INCRUSTAÇÕES SIMULAÇÃO COM CARGA DE PROJETO E 75% A MAIS DE COEFICIENTE DE INCRUSTAÇÕES	57
TABELA 7: PROPOSTA 1: SIMULAÇÃO DE AUMENTO DE CARGA POR ADIÇÃO DE 2 CHICANAS	58
TABELA 8: SIMULAÇÃO DE AUMENTO DE CARGA POR AUMENTO DO NÚMERO DE PASSES	59
TABELA 9: PROPOSTA 3: SIMULAÇÃO DE AUMENTO DE CARGA POR ACRÉSCIMO DE UM TROCADOR	61

SUMÁRIO

1.	APRESENTAÇÃO	13
2.	ESTADO DA ARTE	15
2.1.	Polo Petroquímico de Triunfo	15
2.2.	Unidade de Extração de 1,3-Butadieno	19
2.2.1.	Pré-fracionamento	22
2.2.2.	Destilação Extrativa	22
2.2.3.	Seção de Fracionamento.....	23
2.2.4.	Desgaseificação do Solvente	24
2.2.5.	Circuito de Solvente Circulante	25
2.3.	Trocadores de Calor	27
2.3.1.	Balanco de Energia.....	29
2.3.2	Conceitos Fundamentais.....	30
2.3.2.1	Incrustações	30
2.3.2.2	Convecção	31
2.3.2.3	Regime Laminar e Turbulento	32
2.3.2.4	Perda de Carga.....	33
2.3.2.5	Coeficiente Global de Transferência de Calor	34
2.3.2.6	Método da Média Logarítmica das Temperaturas.....	35
3.	SITUAÇÃO ATUAL	38
4.	OBJETIVO	42
5.	PROPOSTA TECNOLÓGICA	44
6.	METODOLOGIA	46
7.	PATENTES	48
8.	RESULTADOS E DICUSSÕES	50
8.1	Validação do Software	50

8.2	Situação Atual	53
8.3	Propostas Para o Aumento da Taxa de Transferência de Calor	56
8.3.1	Aumento do Número de Chicanas.....	58
8.3.2	Aumento do Número de Passes	59
8.3.3	Instalação de Um Trocador de Calor em Série Com Já Existentes	60
9.	AVALIAÇÃO DE CUSTOS.....	63
10.	CONCLUSÕES.....	64
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	65
	ANEXO 1 - Simulação / Validação.....	67
	ANEXO 2 - Situação atual	68
	ANEXO 3 - Simulação de aumento de carga.....	69
	ANEXO 4 - Resultado 1	70
	ANEXO 5 - Resultado 2.....	71
	ANEXO 6 - Resultado 3.....	72

1. APRESENTAÇÃO

A reutilização de calor no sistema de produção é um método consagrado nas grandes indústrias porque permite uma diminuição nos gastos de geração de energia, aumentando os lucros sobre os produtos, além de ser um processo ambientalmente correto por diminuir a emissão de gases de combustão. Em plantas petroquímicas este aproveitamento se faz utilizando trocadores de calor ou economizadores.

Trocadores de calor, também chamados de permutadores de calor, são equipamentos que fazem a troca térmica entre dois fluidos que se encontram em temperaturas diferentes, estando separados fisicamente. Dependendo da função industrial e necessidades do projeto, existem vários modelos de trocadores de calor, como: casco tubo, tubulares, de placas, entre outros. O projeto estabelece vários parâmetros em função da troca térmica desejada, como comprimento da tubulação, área de troca térmica e número de tubos [6].

Para a produção do hidrocarboneto 1,3-butadieno a partir da nafta, é necessária uma grande carga energética, que é responsável por elevados gastos dentro das unidades. Tendo em vista a baixa margem de lucros da produção do 1,3-butadieno, surge a preocupação com a economia de energia, que é alcançada pela reutilização da fonte energética, através de ações que visem minimizar o consumo e otimizar os gastos, mantendo a qualidade e confiabilidade operacional das plantas de extração de 1,3-butadieno[7, 8, 15].

A eficiência energética da planta industrial de extração de 1,3-butadieno da Braskem RS está associada à recuperação de energia, que hoje é realizada na etapa de desgaseificação do solvente. Nesta, o solvente oriundo da desgaseificadora fornece energia em contra corrente com o solvente ainda gaseificado proveniente do fundo da coluna de destilação extrativa, através de uma bateria de quatro permutadores de calor. Na última campanha destes permutadores, foi verificado que a troca térmica não alcançou a eficiência do projeto, levando a um aumento de consumo energético em outros pontos da planta industrial.

A proposta deste trabalho está embasada neste problema de falta de eficiência térmica do trocador de calor casco tubo localizado junto à torre de destilação extrativa da planta de produção do 1,3-butadieno, na Unidade 2 de Insumos Básicos da Braskem RS. Atualmente, o trocador de calor não consegue aquecer o fluido que alimenta o fundo da torre de extração até a temperatura estipulada pelo projeto, quando opera em cargas mais elevadas. A melhora

desta troca térmica está diretamente relacionada ao aumento de margem de lucro e de produção da unidade. Este trabalho objetiva avaliar os parâmetros operacionais do trocador de calor, por simulação computacional, e propor ações que levem ao aumento da sua eficiência térmica, por modificações no próprio trocador ou em periféricos.

Para a realização deste trabalho é utilizado um sistema computacional de simulação de modelos de transferência de calor e massa (Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4) para o estudo da causa da baixa eficiência térmica e melhoria do sistema real, buscando maior confiabilidade a cálculos complexos e simulações. Primeiramente, é feita a simulação do estado atual do processo. Para isso são inseridos dados operacionais como: pressão, temperatura, capacidade térmica, fator de incrustação, tamanho do trocador, número de chicanas, entre outros. Após, estas variáveis são alteradas, buscando uma melhora na troca térmica do permutador.

Para este propósito, é necessário incluir os fenômenos de transferência de calor envolvidos na troca térmica do trocador de calor casco tubo, e então, utilizando implementações matemáticas, validar os resultados obtidos por comparação com os dados do processo fornecidos pelo fabricante, para identificar se a simulação está correta. Desta forma, a confiabilidade dos cálculos é alcançada, permitindo alterações e ajustes que levem à maior eficiência na transferência de calor.

2. ESTADO DA ARTE

2.1. Polo Petroquímico de Triunfo

A Braskem é uma empresa do setor petroquímico vinculada ao grupo Odebrecht. Este grupo iniciou suas atividades no ramo da construção civil, porém, em 1979, deu início a sua participação no ramo petroquímico, com a compra de um terço do capital votante da Companhia Petroquímica de Camaçari, produtora de policloreto de vinila (PVC). Em 1990, com o início da privatização do setor petroquímico, a Odebrecht comprou uma parcela significativa da Central de Matérias – Primas do Polo Petroquímico do Rio Grande do Sul (COPESUL). Esse foi o passo inicial para novas aquisições em âmbito nacional, porém a Braskem iniciou suas atividades em 2002, com a compra do controle da Central Petroquímica de Camaçari (COPENE). A COPESUL foi adquirida pelo grupo Odebrecht em 2007 e, atualmente, essa empresa é denominada Unidade de Insumos Básicos do Rio Grande do Sul (UNIB-2 RS) [3].

O Polo Petroquímico de Triunfo é um complexo industrial constituído por empresas de primeira e segunda geração. Cada uma delas representa uma etapa da transformação dos produtos derivados do refino do petróleo. A primeira geração é a empresa que produz e fornece as matérias-primas para as empresas de segunda geração, que por sua vez produzem e fornecem polímeros, conforme apresentado na Figura 1. A Unidade de Insumos Básicos UNIB-2 RS, da Braskem, é a empresa de primeira geração do Polo. As empresas de segunda geração são: Unidades de Poliolefinas (também pertencente à Braskem), Arlanxeo, Oxiteno e Videolar – Innova. Os materiais produzidos pelas empresas de segunda geração são encaminhados para empresas de terceira geração, localizadas fora do Polo Petroquímico e espalhados pelo mundo.

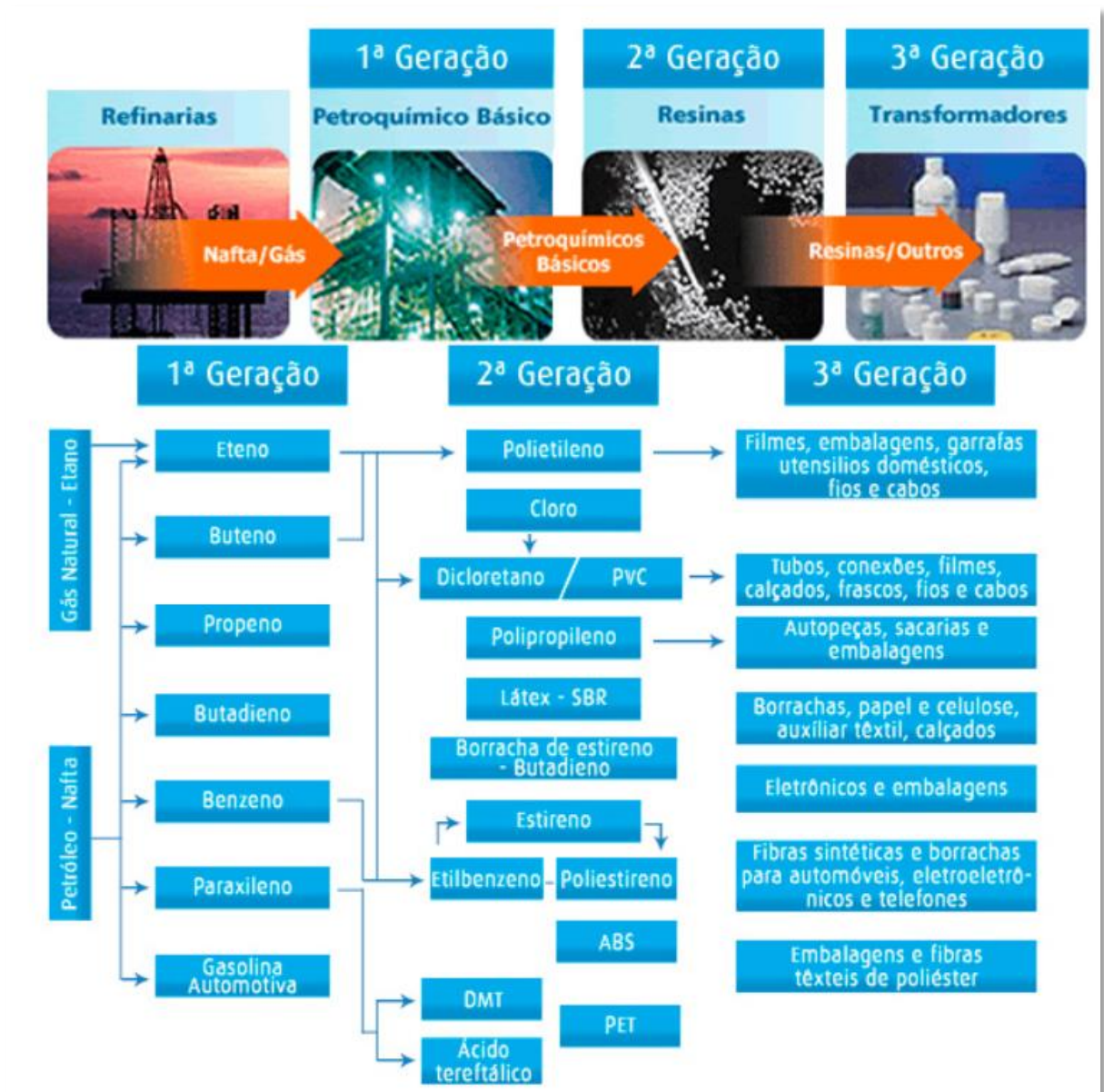
Figura 1. Cadeia produtiva do Polo Petroquímico (Fonte: Portal Braskem 2014).



A produção do Polo Petroquímico inicia com a nafta e/ou gás de petróleo, que são as matérias-primas básicas para toda cadeia de produção. Ambos são oriundos da Refinaria Alberto Pasqualini (REFAP) e transportados de Canoas até a UNIB 2 RS através de uma tubovia de 22 quilômetros ou importados dos mais diversos fornecedores e transportados através de ferrovias ou via marítima. Nessa unidade, a matéria-prima passa por um processo chamado craqueamento, no qual derivam eteno, propeno, butadieno, metil-terc-butil éter (MTBE), gasolina e solventes. Os produtos gerados são fornecidos às empresas de segunda geração - Unidades de Poliolefinas da Braskem, Arlanxeo, Oxiteno, e Videolar – Innova [3].

As empresas de segunda geração transformam os produtos fornecidos pela UNIB 2 RS em produtos intermediários na forma de “pellet” sólidos de plástico, tais como polipropileno, metiletilcetona, polietileno de alta densidade ou linear de baixa densidade, borracha sintética, etilbenzeno, estireno e poliestireno. Esses produtos constituem a matéria-prima para fabricação de inúmeros produtos nas empresas de terceira geração. Estas empresas recebem os produtos intermediários e os transformam em produtos finais, tais como nylon, elastômeros, embalagens, entre outros. A Figura 2 apresenta exemplos de produtos de primeira, segunda e terceira geração derivados da nafta ou gás de petróleo.

Figura 2. Exemplo de cadeia produtiva do Pólo Petroquímico (Fonte: Abiquim)



A nafta que chega à UNIB-2 RS é uma mistura de hidrocarbonetos compostos de três a dez carbonos (C3-C10), e constitui a matéria-prima básica para toda a cadeia de produção do Pólo Petroquímico.

A UNIB-2 RS é composta por quatro unidades de produção: Olefinas Planta 1 e Olefinas Planta 2, Eteno Verde, Utilidades e Aromáticos.

1) **Unidade de Olefinas**

Esta unidade possui duas plantas (Planta 1 e Planta 2), ambas com a mesma função: recebimento e estocagem da nafta, processamento e produção de eteno e propeno para o envio às unidades de segunda geração, além da produção de gás combustível, de hidrocarbonetos com quatro carbonos (C4) por corte da cadeia, e de gasolina de pirólise. Esses dois últimos produtos constituem a carga da unidade de Aromáticos, outra planta da UNIB-2 RS.

2) **Unidade de Eteno verde**

É a unidade que transforma etanol em eteno para fabricação da resina termoplástica (polietilenos) conhecido como Plástico Verde. Essa é a única planta da UNIB-2 RS que deriva de fonte alternativa.

3) **Unidade de Utilidades**

A unidade de Utilidades tem como função suprir as necessidades de água, vapor, ar e energia elétrica para todo Polo Petroquímico, com maior prioridade para a UNIB-2 RS. Nesta unidade é são feitos a purificação e o tratamento da água captada no rio Caí e posterior distribuição para todas as Plantas. As águas tratadas compreendem várias finalidades, tais como água de incêndio, água clarificada, água filtrada, água potável, água de serviço, água desmineralizada, água de mancais e água de resfriamento.

A unidade de Utilidades também é responsável pelo vapor fornecido a todas as unidades. Este vapor é produzido em caldeiras e distribuído para toda a UNIB-2 RS. Entretanto, as plantas trabalham com vapores de pressões e temperaturas diferentes, de acordo com a necessidade de cada área e equipamento. Para isso, são fornecidos três tipos de vapor:

→ Vapor de Alta Pressão (VA): 42,0 kgf/cm² e 400 °C

→ Vapor de Média Pressão (VM): 18,0 kgf/cm² e 315 °C

→ Vapor e Baixa Pressão (VB): 4,5 kgf/cm² e 225 °C

A energia elétrica também é fornecida e fabricada pela unidade de Utilidades. Esta é produzida por turbo-geradores, tornando a UNIB-2 RS autossuficiente em energia elétrica. Porém, em casos de emergência, há um suprimento auxiliar fornecido pela AES Sul.

4) Unidade de Aromáticos

A unidade de Aromáticos recebe a carga de hidrocarbonetos produzidos na planta de olefinas e, através de operações de destilação e reação, produz os produtos finais que serão posteriormente vendidos a empresas de segunda geração. Esta unidade é dividida em três conjuntos de áreas, às quais são subdivididas de acordo com seus produtos finais: Área de Aromáticos Líquidos, Área de Gases e Área Sul.

- A Área de Aromáticos Líquidos produz um corte de hidrocarbonetos composto de seis a oito carbonos (C6 - C8 hidrogenado): benzeno, tolueno e xilenos, através de operações unitárias de destilação, reação e extração.

- A Área Sul é responsável pela distribuição, estocagem e logística dos produtos recebidos e produzidos na cadeia produtiva de aromáticos. Para tanto conta com áreas de vasos, tanques e esferas.

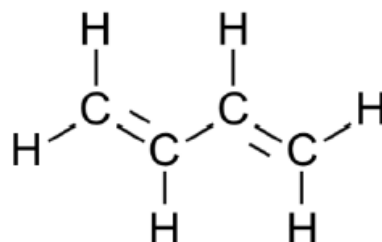
- A Área de Gases recebe hidrocarbonetos compostos na faixa de quatro carbonos (C4) da Planta de Olefinas e produz 1,3-butadieno, éter metil terc-butílico, buteno -1, hexano e propano, a partir de operações de destilação e reações químicas.

2.2. Unidade de Extração de 1,3-Butadieno

A unidade de extração de 1,3-butadieno está localizada na unidade de Aromáticos (Área de Gases) e recebe, como carga inicial, uma mistura de hidrocarbonetos com fórmula molecular na faixa de três a quatro carbonos (C3 – C4): propano, propeno, propadieno, isobutano, isobuteno, n-butano, buteno-1, trans-2-buteno, cis-2-Buteno, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, metil-acetileno, etil-acetileno e vinil-acetileno. Nesta unidade, é feita a remoção do 1,3-butadieno da mistura.

O butadieno é um simples dieno conjugado, com fórmula molecular C_4H_6 , utilizado na fabricação de borrachas sintéticas e resinas poliméricas para produção de artefatos como pneus, mangueiras, solados de borracha, entre outros. O isômero referido neste trabalho é o 1,3-butadieno (1,3-BD), cuja configuração espacial é ilustrada na Figura 3.

Figura 3: Configuração espacial do 1,3-butadieno.



A unidade de extração de 1,3- butadieno, da UNIB-2 RS, tem a finalidade de produzir, por destilação extrativa, o 1,3-butadieno a partir da carga de C4, oriundo do processo produtivo de eteno/propeno.

A destilação extrativa é uma operação muito utilizada na indústria, sendo um método importante de separação nos processos petroquímicos [15]. Destilação convencional não pode ser utilizada devido à proximidade dos pontos de ebulição dos hidrocarbonetos e à formação de vários azeótropos [8]. Assim, é necessário o uso da destilação extrativa para a extração do 1,3-butadieno. Nesta, a volatilidade relativa dos componentes da fase líquida é alterada, de modo que o 1,3- butadieno possa ser eficientemente separado dos diversos componentes da mistura. Esta alteração de volatilidade é feita com a adição do solvente N-metilpirolidona (NMP). O solvente NMP, pertencente à classe de solventes dipolares apróticos, previne a formação de azeótropos e possibilita a separação dos componentes da mistura, modificando suas volatilidades relativas e possibilitando a quase total separação do 1,3-butadieno [8, 10, 13, 15].

A Tabela 1 apresenta a diferença de volatilidade relativa dos componentes presentes no fluxo de C4 em relação ao 1,3-butadieno, com e sem o solvente NMP, mostrando a mudança significativa das volatilidades relativas dos componentes da mistura quando em contato com o solvente, o que torna possível a separação do produto final desejado, o 1,3-butadieno, por destilação extrativa.

Tabela 1: Volatilidade relativa dos componentes da carga com e sem solvente NMP.

Componentes	Volatilidade relativa em relação ao 1,3-Butadieno sem Solvente NMP	Volatilidade relativa em relação ao 1,3-Butadieno com Solvente NMP
Propano	2,70	13,50
Isobutano	1,20	8,52
Propeno	3,20	7,73
n-Butano	0,88	4,37
Isobuteno	1,03	3,69
Buteno-1	1,01	2,66
Propadieno	3,00	2,29
Trans-2-buteno	0,86	2,03
Cis-2-buteno	0,80	1,65
1,3-Butadieno	1,00	1,00
Metil-acetileno	2,00	0,92
1,2-Butadieno	0,62	0,52
Etil-acetileno	0,70	0,41
Vinil-Acetileno	0,83	0,18

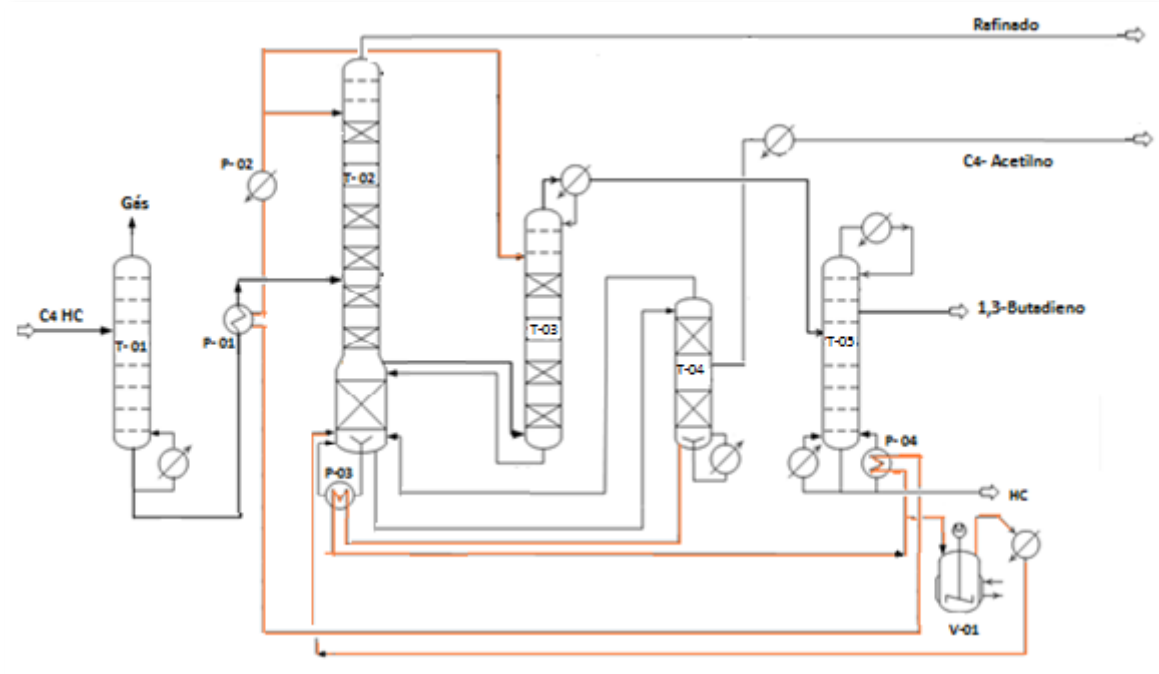
Fonte: Braskem modificado pelo autor

A Unidade de Extração de 1,3-butadieno pode ser dividida em quatro seções:

- Pré-fracionamento (separação de compostos leves)
- Destilação extrativa (primeira e segunda seção)
- Desgaseificação do solvente
- Seção de fracionamento (separação de compostos pesados)

A Figura 4 apresenta o fluxograma industrial simplificado da Unidade de Extração de 1,3-butadieno.

Figura 4: Fluxograma industrial simplificado da Unidade de Extração de 1,3-butadieno.



2.2.1. Pré-fracionamento

A seção de pré-fracionamento (pré-destilação) ocorre na torre de destilação 01 (T-01), que separa, por destilação, metilacetileno. Este é um componente desta mistura que possui volatilidade muito próxima a do 1,3-butadieno, não sendo possível separá-lo por destilação extrativa. Com isso, se não for retirado no início do processo, permanecerá até o produto final, contaminando-o. Esta corrente de gás é encaminhada para a unidade de Utilidades, onde serve de combustível para queima nas caldeiras de geração de vapor.

A corrente de hidrocarboneto do fundo da torre de destilação é vaporizada para garantir que, ao chegar à torre de destilação extrativa 02 (T-02), se encontre na fase vapor. Para que ocorra a vaporização, esta corrente recebe energia proveniente do sistema de solvente circulante através da troca térmica no permutador 01 (P-01).

2.2.2. Destilação Extrativa

A destilação extrativa ocorre com os hidrocarbonetos na fase vapor alimentando a parte inferior da coluna de destilação extrativa e o solvente líquido em contracorrente, alimentando a parte superior da coluna. Com os gases subindo e sendo “lavados” com o solvente que está descendo, há a separação, na parte superior da coluna, dos componentes com menos afinidade com o NMP, que são, conforme a Tabela 1, os butanos e butenos. Estes compõem o Refinado de Butanos e Butenos. Já os hidrocarbonetos que possuem maior afinidade com o solvente são arrastados com ele para o fundo da coluna.

Nesta corrente de Refinado, o cis-2-buteno deve ser quase totalmente separado do 1,3-butadieno porque, se estiver acima da concentração de 0,5% irá tirar de especificação o 1,3-butadieno, que possui a especificação de 99,5% de pureza.

O solvente que arrastou, por afinidade, os hidrocarbonetos, está carregado principalmente com 1,3-butadieno e acetileno. Para separá-los, esta corrente é enviada para uma segunda seção de destilação extrativa, através da retirada lateral da torre extratora, onde, por estudos de projeto, há uma maior concentração de butadieno.

A etapa seguinte de destilação extrativa é realizada na torre de destilação 03 (T-03), onde são removidos, também por destilação extrativa, o etil e vinil acetilenos do corte C4. Conforme a Tabela 1, a separação ocorre porque estes são menos voláteis que o 1,3-butadieno, na presença de NMP. Tendo em vista que já foram removidos os butanos e butenos, o 1,3-butadieno se torna o componente mais volátil desta mistura. Assim, os acetilenos são absorvidos no solvente e retirados pela corrente de fundo, enquanto o 1,3-butadieno volatilizado, sem solvente, é retirado pelo topo e enviado para a seção final, onde ocorre o fracionamento.

2.2.3. Seção de Fracionamento

A corrente de topo da última torre extratora (T-03), contendo principalmente isômeros de butadieno e algum contaminante que, por ventura, tenha sido arrastado junto com o fluxo, é enviada para a fracionadora de butadieno, torre 05 (T-05). Nesta torre ocorre o fracionamento, no qual os componentes com volatilidade inferior ao 1,3-butadieno, já sem a presença do NMP, são separados como produto de fundo, enquanto que o 1,3-butadieno é

retirado como produto final em uma saída lateral da torre. Este fracionamento ocorre tanto com o aproveitamento de calor do sistema de solvente circulante, quanto com o calor do vapor de baixa pressão.

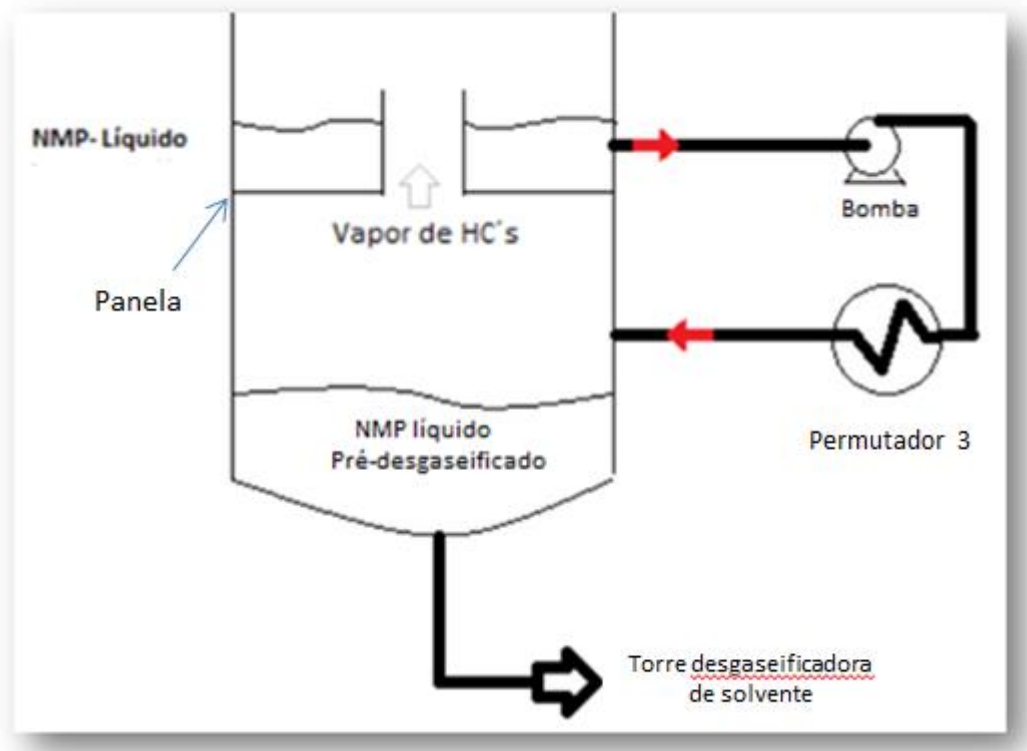
2.2.4. Desgaseificação do Solvente

O solvente NMP utilizado na destilação extrativa opera em um sistema fechado (linha vermelha da Figura 4) e, por isso, precisa ser purificado e desgaseificado para ser reutilizado na extração. O início deste processo ocorre no fundo da torre extratora/retificadora e continua na torre desgaseificadora de solvente. Após o término da purificação e desgaseificação, o sistema solvente também tem a função de economizar energia, fornecendo calor ao resto do processo.

Para que ocorra a pré-desgaseificação do solvente, o fundo desta torre extratora/retificadora é dividido em duas seções (Figura 5). A seção superior, chamada de panela, tem a função de acumular e manter um nível de líquido, e na seção inferior é onde ocorre a pré-desgaseificação do solvente. Esta etapa poderia ser realizada em um vaso separado, porém, por economia de projeto, ocorre dentro do fundo da torre.

Para ganhar energia e ser desgaseificado, o solvente oriundo da panela é bombeado para uma bateria de quatro trocadores de calor economizadores 03 (P-03 A-D), que trabalham em série para melhor aproveitamento de calor. Este fluxo de NMP recebe calor em contracorrente do sistema de solvente circulante que já foi desgaseificado, e retorna para a parte do fundo da torre retificadora. O aumento de pressão devido ao bombeamento, juntamente com a alta temperatura, faz com que parte dos hidrocarbonetos presentes no NMP vaporize, retornando ao topo da torre 02. O solvente pré-desgaseificado é enviado pela corrente de fundo para a torre desgaseificadora de solvente, torre 04 (T-04).

Figura 5: Fundo da torre extratora/retificadora.



A desgaseificação ou estripagem do solvente é realizada na torre desgaseificadora, onde os hidrocarbonetos são totalmente removidos, ficando na fase vapor e voltando para o sistema. Entretanto, para não haver retorno ao sistema de compostos acetilênicos indesejáveis, é feito uma retirada lateral, onde há maior acúmulo destes, que são então enviados para queima, como gás combustível das caldeiras de geração de energia. O NMP já purificado fica na fase líquida de fundo desta torre e, por estar a uma temperatura muito elevada, é enviado para o sistema de recuperação de calor (circuito de solvente circulante), onde haverá o aproveitamento térmico desta energia.

2.2.5. Circuito de Solvente Circulante

O sistema de solvente circulante é a principal forma de economia de energia da planta industrial, através da recuperação do calor utilizado para realizar a purificação do solvente na torre desgaseificadora, que será então utilizado para aquecer outros pontos da área.

O início do sistema de solvente circulante ocorre pelo envio do NMP livre de hidrocarbonetos da região de fundo da torre desgaseificadora, via bombeamento, para a bateria de quatro intercambiadores da torre de destilação extrativa (P-03). Estes permutadores têm a função de ceder calor em contracorrente com o fluxo oriundo da panela, e aquecer esta torre para que ocorra não só a separação do Refinado de butanos e butenos em seu topo, como também a pré-desgaseificação do solvente no fundo, conforme mencionado anteriormente.

Ao trocar calor com a corrente de fundo da torre 02 (T-02), uma pequena parcela do NMP é enviada para o sistema de regeneração de solvente, vaso 01 (V-01). Em torno de 0,2% do solvente circulante é regenerado através de um sistema de vácuo. Neste sistema são removidos os hidrocarbonetos de alto ponto de ebulição, elementos não voláteis que, ao longo do tempo, se acumulam nos equipamentos, obstruindo a passagem do solvente por dentro da tubulação dos trocadores/permutadores. Com o tempo, esses resíduos acumulados são removidos e enviados para tratamento e disposição final adequada.

Visando a continuidade de economia energética, o maior volume de NMP que trocou calor com o fundo da torre extratora 02 (T-02) deixa os permutadores 03 (P-03) e é encaminhado para o refulvedor (P-04) da torre fracionadora de butadieno (T-05), aquecendo seu fundo. Como este permutador não cede calor suficiente para o fracionamento há também o aquecimento por um permutador secundário que utiliza vapor fornecido pela Área de Utilidades.

Por fim, esta energia remanescente é utilizada para evaporar o C4, que será carga para a torre extratora 02 (T-02) e, posteriormente, é reutilizado na destilação extrativa. Entretanto, para que o NMP, no final do circuito de solvente circulante, não esteja a uma temperatura elevada, ele deve ser resfriado em um último permutador (P-02), utilizando água de refrigeração. Temperaturas elevadas influenciam diretamente as propriedades físicas e, principalmente, a seletividade e a solubilidade de hidrocarbonetos no solvente, e podem prejudicar o processo de destilação extrativa.

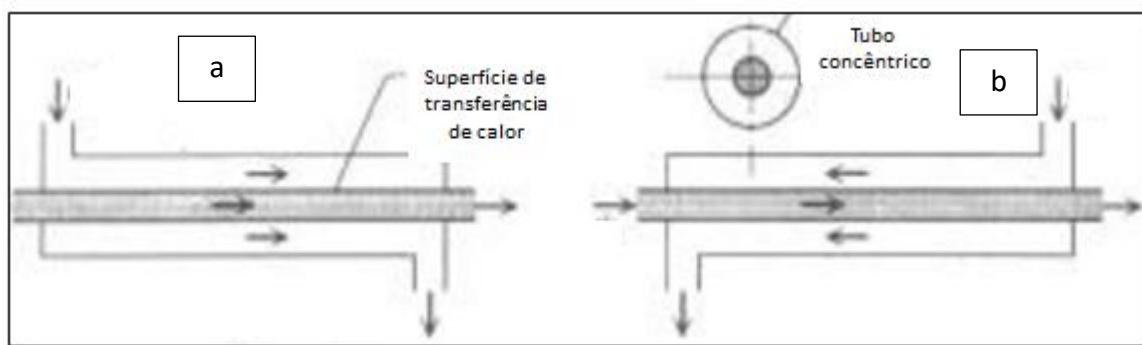
2.3. Trocadores de Calor

Trocadores de calor, também chamados de permutadores de calor, são equipamentos responsáveis por promover a troca térmica entre dois fluidos que estão em temperaturas diferentes. Os trocadores podem ser classificados de acordo com a configuração do escoamento e pela geometria de construção [5, 6, 9].

Quanto à configuração do escoamento, os trocadores são classificados como *concorrente* ou *em contracorrente*, ou seja, os fluidos que trocam calor estão escoando no mesmo sentido ou em sentidos contrários. Já na classificação por geometria de construção, há uma infinidade de modelos, dependendo da função e desempenho que irá exercer. Os principais tipos usados na indústria podem ser classificados como: *bitubulares*, *multitubulares*, *casco-tubo*, *trocadores compactos* e *de placas* [5].

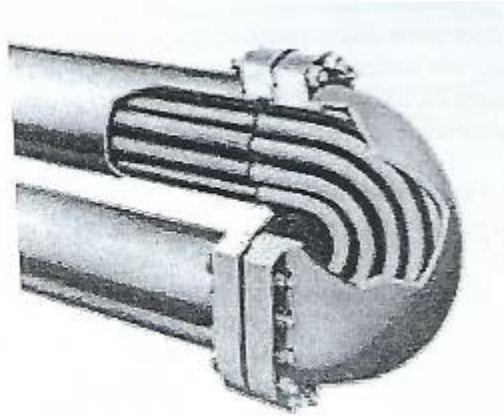
Os trocadores bitubulares possuem um tubo concêntrico por onde passa um dos fluidos trocando calor com o outro fluido que passa pela parte externa (Figura 6). Estes permutadores possuem uma construção fácil e de baixo custo, mas devido ao fato de seu tubo interno ser soldado e em formato de “U”, a limpeza é difícil, podendo prejudicar a transferência de calor [6].

Figura 6: Esquema de trocador de calor bitubular, concorrente (a) e em contracorrente (b).



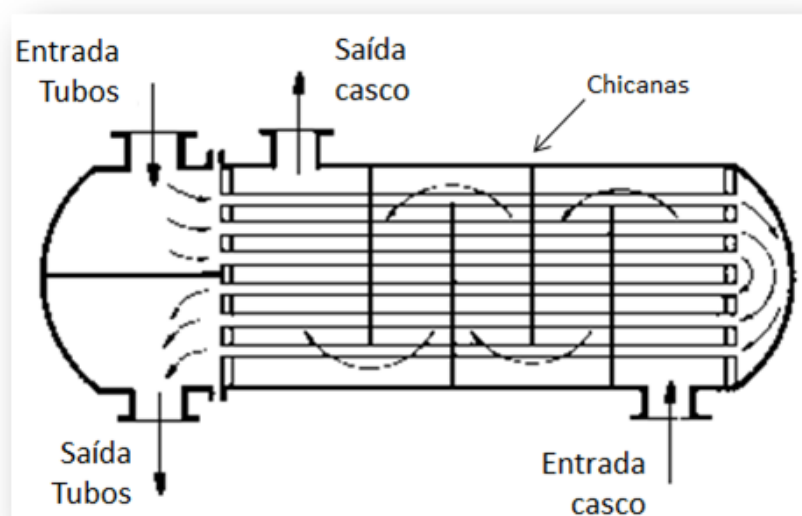
Os permutadores multitubulares apresentam os mesmos problemas de incrustações e dificuldade de limpeza dos bitubulares, entretanto, por apresentarem um número maior de tubos paralelos dentro de um tubo de maior diâmetro, há um aumento da área de troca térmica (Figura 7).

Figura 7: Figura ilustrativa de trocador de calor multitubular.



Outro tipo de trocadores de calor por geometria de construção é o tubular casco-tubo, caracterizado por possuir diversos tubos por onde passa um dos fluidos, localizados dentro de um casco no qual flui a segunda corrente da troca térmica (Figura 8). Este trocador de calor é muito utilizado por possuir uma grande área de troca térmica, e uma das suas principais vantagens é a sua robustez e capacidade de operar em situações extremas de temperatura e pressão. O lado casco possui em seu interior obstáculos transversais, chamadas chicanas, que obrigam o fluido a ter um movimento turbulento ao longo do casco, aumentando assim o coeficiente convectivo do fluido no lado casco. Os tubos internos podem passar uma ou mais vezes por dentro do permutador. Com mais de um passe, há um aumento de área para a troca térmica [5, 6, 9].

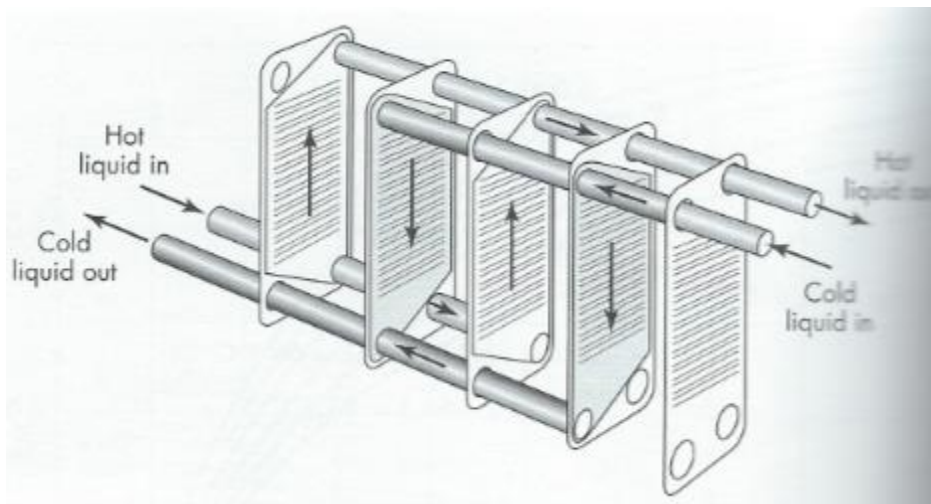
Figura 8: Esquema de um trocador de calor casco-tubo em contra corrente.



Na classificação pela geometria de construção, há também os trocadores compactos. Estes possuem densas matrizes de tubos aletados ou placas. São utilizados quando os fluidos possuem baixo coeficiente de transferência de calor, havendo então a necessidade de uma superfície de troca térmica muito grande por unidade de volume. Um bom exemplo deste tipo de trocador são os radiadores de carros.

O último tipo é o trocador de placas, onde flui em contra corrente o fluido quente e o fluido frio, separados por placas paralelas (Figura 9). As placas são fabricadas de aço inoxidável e estão vedadas por juntas de polímero, impedindo que os fluidos entrem em contato. Este equipamento possui a vantagem de fácil manuseio, no caso de necessidade de aumento de área para troca térmica [6, 9].

Figura 9: Esquema de trocador de calor de placas.



2.3.1. Balanço de Energia

Em trocadores de calor, quando não há a troca de estado físico dos fluidos, as taxas de calor trocado são definidas como [5, 6]:

$$q = m_q \times Cp_q \times (T_{q,e} - T_{q,s}) \quad (1)$$

$$q = m_f \times Cp_f \times (T_{f,s} - T_{f,e}) \quad (2)$$

onde os índices q e f referem-se aos fluídos quente e frio, respectivamente, e e e s , à entrada e à saída do fluido. A vazão mássica é representada por m , C_p é o calor específico e T as temperaturas.

2.3.2 Conceitos Fundamentais

2.3.2.1 Incrustações

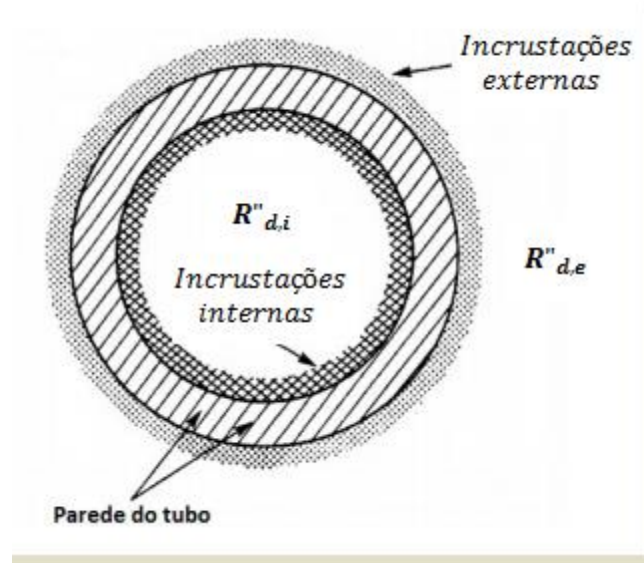
Em permutadores industriais, incrustação pode ser definida como qualquer depósito indesejado sobre as superfícies de troca térmica. A incrustação, além de aumentar a restrição à passagem do fluido, levando a um aumento de perda de carga, também reduz a taxa de troca térmica.

Estes depósitos são constituídos por sujeira depositada devido a fatores mecânicos ou algum constituinte presente no fluido que se depositou na superfície de troca térmica. Entretanto, o depósito mais comum ocorre por reações químicas, seja entre os constituintes do fluido, seja entre o material do trocador com o fluído.

Em processos industriais, normalmente os permutadores operam com algum aditivo para reduzir as incrustações. Tendo em vista que a presença de incrustações aumenta os gastos de produção, pois eleva o consumo de energia, necessitando de mais pressão para o escoamento do fluido, também eleva os gastos com limpeza de equipamentos, que devem ser feitas com mais frequência. Como o depósito está sempre crescendo, tornando a resistência ao escoamento uma grandeza variável, os projetos de trocadores de calor são calculados com um aumento de 15 a 50% de área superficial, já prevendo o decréscimo de troca térmica. A taxa de incrustação está diretamente relacionada à temperatura, à velocidade de escoamento e à qualidade dos fluidos. Em fluídos com partículas em suspensão ou reativos com o material do permutador, há uma maior ocorrência de depósitos. Temperaturas do fluido mais elevadas, bem como menor velocidade de escoamento, aumentam a taxa de incrustação [5, 6].

A Figura 10 mostra a incrustação no interior e exterior dos tubos, onde $R''_{d,i}$ e $R''_{d,e}$ representam suas respectivas resistências.

Figura 10: Representação de resistência térmica e incrustações nas paredes do tubo.

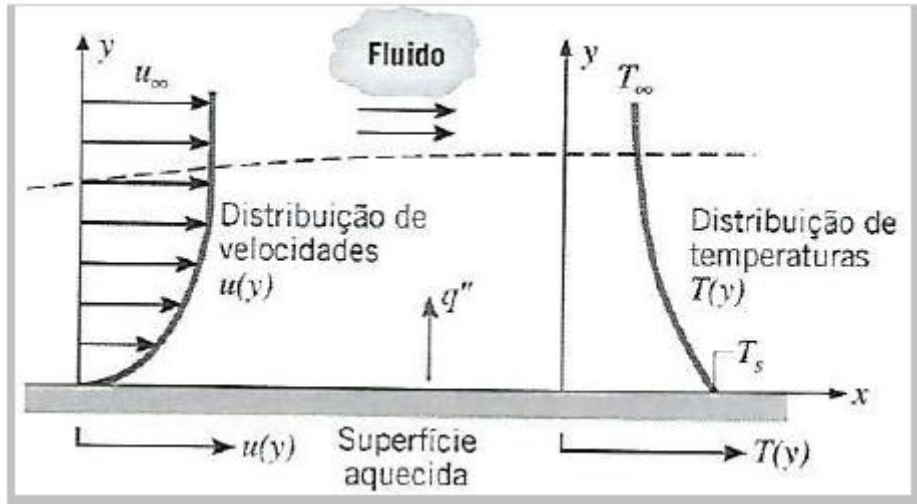


2.3.2.2 Convecção

Para compreender como ocorre a transferência de calor, é fundamental o entendimento do fenômeno da convecção. A convecção é um mecanismo de transferência de energia que envolve tanto difusão como o movimento global do fluido [6].

Quando o fluido em movimento está em contato com as paredes de uma superfície em temperaturas diferentes, há uma transferência de calor mantida pelo movimento molecular aleatório das moléculas (difusão), que ocorre na camada mais próxima à superfície, onde a velocidade do fluido é considerada quase nula. Com o movimento global do fluido, à medida que o fluido escoar, o calor é conduzido do interior desta camada para a direção do escoamento, e assim é transferido para o restante do fluido (Figura 11) [5, 6].

Figura 11: Transferência de calor por convecção em superfície aquecida.



A transferência de calor da parede sólida para o fluido pode ser expressa conforme a lei de Newton:

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

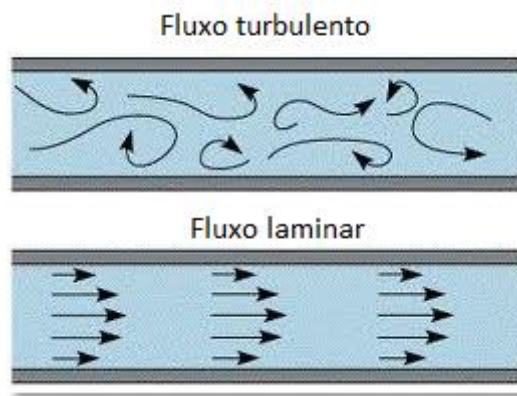
onde q'' é o fluxo de calor por convecção, T_s e T_∞ são as temperaturas junto à superfície e distante, respectivamente, e h é o coeficiente de transferência de calor por convecção.

2.3.2.3 Regime Laminar e Turbulento

Para compreender a eficiência da troca térmica em permutadores, é necessário o entendimento do regime de escoamento do fluido, que influencia diretamente a transferência de calor por convecção [6].

Regime de escoamento laminar é aquele em que o movimento de fluido ocorre apenas no sentido do fluxo, não havendo deslocamento em sentidos axial a este. Já no regime turbulento, há uma movimentação do fluido em todos os sentidos, levando a uma maior homogeneidade nas temperaturas (Figura 12) [6].

Figura 12: Esquema de fluxo em regime turbulento e laminar.



Normalmente, em trocadores de calor, o regime turbulento é desejado, uma vez que facilita a troca de energia por convecção. Para auxiliar na obtenção deste regime são introduzidas chicanas que promovem o turbilhonamento do fluido.

2.3.2.4 Perda de Carga

Ao analisar projetos de trocadores de calor, é necessário levar em consideração a perda de carga do fluido durante o escoamento através do equipamento. A perda de carga é a queda de pressão do fluido durante o processo industrial, causada pelo atrito com as paredes. A avaliação da perda de carga determina a potência das bombas, necessária para manter o escoamento através do trocador de calor [5, 6].

A queda de pressão pode ocorrer de forma distribuída ou localizada. Quando distribuída, ocorre ao longo das tubulações, sendo influenciada pelo comprimento (L), pelo diâmetro interno (D_i), da rugosidade da parede, das propriedades do fluido e da velocidade de escoamento. Quando localizada, ocorre através de acessórios que causam brusca variações no módulo ou direção da velocidade, tais como válvulas, curvas nas linhas e chicanas dentro dos permutadores.

Para a avaliação da perda de carga, é utilizado o método de Moody (equação 4) que leva em consideração a velocidade de escoamento (laminar ou turbulento), o diâmetro da tubulação e sua rugosidade, a aceleração da gravidade, o comprimento da tubulação e o coeficiente de atrito [5, 6]. O cálculo da perda de carga é feito através de:

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\bar{v}^2}{2g} \quad (4)$$

onde ΔP é a perda de carga, f é o coeficiente de atrito, L é o comprimento da tubulação, D é o diâmetro da tubulação, \bar{v} é a velocidade média de escoamento e g é a aceleração da gravidade.

2.3.2.5 Coeficiente Global de Transferência de Calor

Em trocadores de calor, para a análise de funcionamento e a escolha do permutador a ser utilizado, é fundamental a compreensão do coeficiente global de troca térmica, “U”. Este coeficiente é uma variável que depende da condição operacional do permutador [5, 6, 9].

Tendo em vista que ao longo do tempo ocorrem incrustações que influenciam diretamente no seu valor, o coeficiente global de troca térmica é definido em função da resistência térmica total à troca de calor entre dois fluidos, podendo ser determinado a partir do conhecimento dos coeficientes de transferência de calor do fluido quente e frio, dos fatores de deposição e da geometria do permutador.

O coeficiente global de troca térmica é definido por:

$$U = \frac{Q}{A \times \Delta T} \quad (5)$$

Onde ΔT é a diferença de temperaturas entre o fluido quente e o fluido frio, A é a área de troca térmica do permutador e Q é o calor trocado. A área influencia diretamente no cálculo do projeto do trocador de calor. Portanto, é de fundamental importância no projeto o tamanho do trocador, a dimensão dos tubos e o número e o espaçamento entre as chicanas, uma vez que estes fatores aumentam a área superficial e a turbulência do fluido, diminuindo assim a resistência à transferência convectiva e melhorando a troca térmica.

Como cada fluido está em lados opostos da superfície de troca térmica, os raios interno e externo dos tubos devem ser considerados, pois estes influenciam diretamente a resistência condutiva:

$$A_i = \pi \times D_i \times L \quad \text{e} \quad A_e = \pi \times D_e \times L \quad (6)$$

onde i e e representam a superfície interna e externa, D o diâmetro e L o comprimento dos tubos.

Em trocadores de calor tubulares não aletados, desprezando a resistência da parede, o coeficiente global de transferência de calor pode ser calculado através de [5, 6]:

$$\frac{1}{UxA} = \frac{1}{U_i x A_i} = \frac{1}{U_e x A_e} = \frac{1}{h_i x A_i} + \frac{R''_{d,i}}{A_i} + \frac{\ln(D_e/D_i)}{2\pi KL} + \frac{R''_{d,e}}{A_e} + \frac{1}{h_e x A_e} \quad (7)$$

onde os subscritos e e i representam, respectivamente, o fluido externo e interno do tubos, h é o coeficiente de transferência de calor por convecção, R''_d os fatores de deposição, D_i o diâmetro interno, D_e o externo e K a condutividade do material dos tubos.

2.3.2.6 Método da Média Logarítmica das Temperaturas

Em um trocador de calor, as temperaturas são variáveis e dependem do local onde está sendo avaliada. Por isso, no projeto de um trocador, é necessário trabalhar com médias logarítmicas das temperaturas de entrada e de saída. Este método é utilizado quando as temperaturas de entrada e saída dos fluidos são conhecidas, ou é possível calcular por um simples balanço de energia [1, 5, 6, 12].

Desprezando as perdas de calor do trocador para o meio e garantindo que os fluidos não trocam de estado físico, a taxa total de transferência de energia é calculada através de:

$$q = mxC_p \Delta T \quad (8)$$

Onde q é a taxa de transferência de calor, m é a massa do fluido, C_p é o calor específico do fluido e ΔT é a diferença de temperatura entre o fluido quente e frio. Entretanto, como ΔT varia ao longo do trocador, para prever seu desempenho é necessário utilizar outra equação, que relaciona a taxa de transferência com uma média apropriada das temperaturas (ΔT_{ml}), o coeficiente global de energia e a área de troca térmica [1, 5, 6, 12]:

$$q = UxA \Delta T_{ml} \quad (9)$$

ΔT_{ml} é a média logarítmica que relaciona as temperaturas de entrada e saída dos fluidos, de acordo com o sentido de escoamento. Para escoamento em contracorrente, a equação (9) é escrita na forma [12]:

$$q = UxAx \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)} \quad (10)$$

Onde para escoamento em contracorrente temos: ΔT_1 a temperatura de saída do fluido quente menos a entrada do fluido frio e ΔT_2 é a temperatura de entrada do fluido quente menos a temperatura de saída do fluido frio.

2.3.2.7 Parâmetros de Projeto

Para o projeto de dos trocadores de calor, os seguintes parâmetros devem ser estabelecidos [6]:

- Temperatura de entrada dos fluidos a serem aquecido e resfriado: $T_{f,e}$ e $T_{q,e}$ (°C)
- Temperatura de saída do fluido a se resfriado: $T_{q,s}$ (°C)
- Vazão mássica dos fluidos (m^3/h)
- Perda máxima de carga aceitável (kg/cm^2)
- Tamanho físico disponível para sua montagem (m^2)
- Material a de construção do permutador
- Tipo de permutador, prevendo sua manutenção
- Diâmetro interno e externo dos tubos: D_i e D_e (mm)
- Diâmetro do casco: D (mm)

Além dos parâmetros de projeto, devem ser conhecidas também as seguintes propriedades físico-químicas dos fluidos a trocarem calor:

- Densidade: d (g/cm^3)
- Calor específico: C_p (Kcal/kg°C)
- Viscosidade: μ (cP)
- Ponto de fusão e ebulição: PF e PE (°C)
- Condutividade: κ (kcal/hr m °C)
- Tensão superficial: γ (dina/cm)

- Coeficiente de sujamento: R''_d ($\text{m}^2\text{h } ^\circ\text{C/kcal}$)

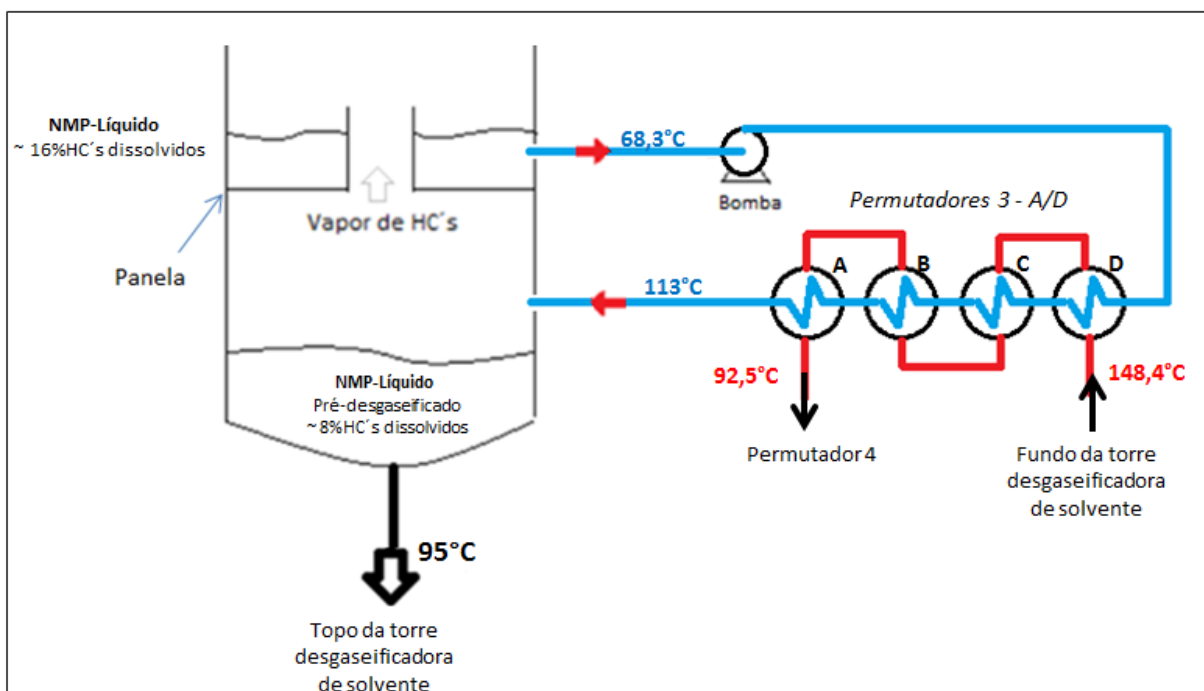
A partir desses dados e utilizando as equações (4), (5), (6), (8), (9) e (10), o projeto de um trocador de calor estabelece, para fins construtivos:

- Coeficiente de troca térmica: U ($\text{kcal/m}^2\text{h } ^\circ\text{C}$)
- Média logarítmica das temperaturas: ΔT_{ml} ($^\circ\text{C}$)
- Temperatura de saída do fluido quente – T_{qs} ($^\circ\text{C}$)
- Calor trocado: Q (kcal/h)
- Perda de carga efetiva (kg/cm^2)
- Velocidade de escoamento dos fluidos: V (m/s)
- Novo coeficiente de sujamento: R''_d ($\text{m}^2\text{h } ^\circ\text{C/kcal}$)
- Novos diâmetros interno e externo dos tubos: D_i e D_e (mm)
- Novo diâmetro do casco: D (mm)
- Número de tubos

3. SITUAÇÃO ATUAL

Para o aquecimento da torre de destilação extrativa e pré-desgaseificação do solvente da Planta de Extração de Butadieno da UNIB-2 RS, há uma bateria de quatro trocadores de calor casco tubo, conforme mostra a Figura 13. Nestes trocadores, há a troca térmica entre o solvente utilizado na destilação extrativa, que contém em torno de 16% de hidrocarbonetos dissolvidos, passando pelos tubos e, em contracorrente, o solvente limpo oriundo da torre desgaseificadora de solvente, passando pelo casco.

Figura 13: Esquema da troca térmica do fundo da torre extratora/retificadora



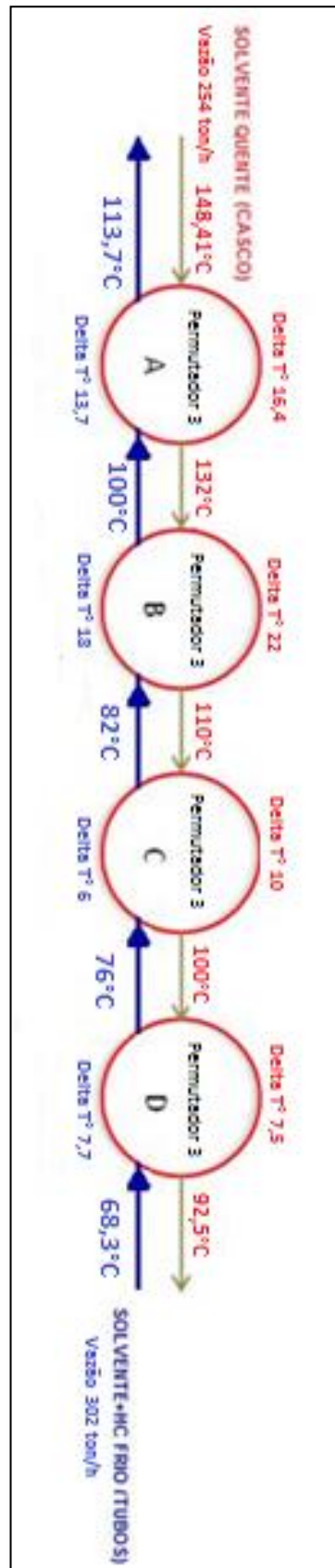
A desgaseificação do solvente visa sua reutilização na destilação extrativa. Para o processo de desgaseificação é utilizada uma carga térmica muito elevada e, por consequência, o solvente já desgaseificado deixa o fundo da torre a uma temperatura próxima a 148 °C.

Para aproveitamento de energia dentro da planta, o solvente desgaseificado fornece parte do calor para a corrente de fundo da torre extratora através dos quatro permutadores (permutadores 3 – A, B, C e D), elevando a temperatura do fundo da torre de aproximadamente 70 °C para acima de 100 °C. Com isto é garantido, no fundo da torre extratora, tanto a pré-estripagem do solvente, levando-o a uma concentração em torno de 8%

de hidrocarbonetos dissolvidos, quanto a destilação extrativa, separando no topo desta coluna subprodutos da planta, que são os refinados de butano e buteno.

O fluido que deve ser aquecido sai da panela no fundo da torre extratora a 68,3 °C e, atualmente, ao passar pelos quatro permutadores, é aquecido a 113,75 °C (Figura 14). Entretanto, como explicado anteriormente, em trocadores de calor ocorrem incrustações ao longo do tempo, que causam diminuição da eficiência de troca térmica. Além disso, esta corrente possui butadieno em sua composição, que polimeriza em temperaturas superiores a 80 °C, em uma taxa que aumenta com a temperatura. Para evitar troca de estado físico dos hidrocarbonetos nos tubos do permutador e minimizar as incrustações, é mantido, via bomba, uma vazão constante em torno de 300 ton/h, enquanto que no lado casco a vazão é mantida em torno de 250 ton/h.

Figura 14: Temperaturas e vazões atuais dos trocadores de calor da torre de destilação extrativa.



Atualmente, a área de extração de 1,3-butadieno opera com uma estreita margem de lucros. Um dos motivos está relacionado com a ineficiência energética dos trocadores de calor da torre de destilação extrativa da UNIB-2 RS. Estes trocadores foram projetados para economizar energia pelo aproveitamento de calor do sistema, levando a um aumento da margem de lucros da planta, o que não está ocorrendo.

Com a quantidade de incrustações elevada, a remoção de um destes quatro permutadores para a limpeza é mais frequente, sendo feita, atualmente, a cada seis meses. Isto implica em diminuição de carga, de 2 a 3 ton/h, acarretando em uma perda de produção de 1 a 1,5 toneladas por hora de butadieno, além do gasto adicional com manutenção. O permutador em manutenção fica fora do sistema por quinze dias, acarretando na perda de produção de butadieno em 540 toneladas. Como já mencionado, a margem de lucros do butadieno é baixa, e a quantidade que é deixada de produzir reduz ainda mais sua lucratividade, além dos gastos adicionais para limpeza do permutador.

O solvente sai da bateria de trocadores de calor a 113,7 °C, devido à elevada taxa de sujamento provocada por incrustações e polimerização do butadieno. Após, entra no fundo da coluna retificadora, onde ocorre uma pré-vaporização dos hidrocarbonetos dissolvidos. Esse processo provoca um abaixamento da temperatura do fluido de alimentação para 95 °C, que vai para o topo da torre de desgaseificação com essa temperatura, valor muito baixo para o sistema de desgaseificação. Com isso, essa corrente deve ser novamente aquecida, aumentando o consumo de vapor em 10 a 15 %.

4. OBJETIVO

Em função da busca crescente pela melhoria da eficiência energética na planta de extração de 1,3-butadieno da UNIB-2 RS, este trabalho tem como objetivo geral identificar as causas da baixa troca térmica da bateria de trocadores de calor que levam a um gasto excedente de energia e, uma vez conhecidas, propor mudanças de projeto para tornar a troca térmica mais eficiente.

A bateria de trocadores deveria aquecer o fluido que chega na torre desgaseificadora a uma temperatura a cima de 100 °C, mas atualmente a temperatura alcançada é de apenas 95 °C. Com isso, é necessário um gasto adicional e contínuo de vapor para aquecer a torre desgaseificadora, aumentando o custo variável de produção e, portanto, diminuindo a margem de lucros da produção de 1,3-butadieno.

O objetivo geral será alcançado através dos seguintes objetivos parciais:

a) Validar o modelo do Software Aspen utilizando os dados de projeto dos trocadores de calor:

Com a finalidade de comparação entre a atual situação de troca térmica dos permutadores e a de projeto, será primeiramente simulado no Software Aspen Exenger Design and Raiting V8.4 os trocadores de calor conforme seu projeto original, utilizando os dados cedidos pela Braskem.

b) Simular os trocadores de calor atuais:

Para análise do problema e estudo comparativo entre o projeto original e a situação atual, será simulado no Software Aspen Exenger Design and Raiting V8.4 os trocadores com os dados de operação atual da planta de extração de 1,3-butadieno.

c) Comparar resultados e propor melhorias:

Os resultados dos itens anteriores serão avaliados para identificar o problema de transferência de calor ineficiente e propor soluções para aumentar a eficiência energética dos permutadores.

d) Simular melhorias:

A partir do reconhecimento do problema e da solução proposta, serão simuladas no Software Aspen Exenger Design and Raiting V8.4 as mudanças estruturais dos permutadores e avaliados os resultados.

5. PROPOSTA TECNOLÓGICA

Em virtude da grande necessidade do aumento da lucratividade da produção de 1,3-butadieno, surge a necessidade de estudos para redução do custo variável, aumentando a eficiência de produção. Em plantas petroquímicas, e especialmente nas unidades de produção de butadieno, a melhor maneira de promover essa economia é através da redução do consumo de vapor por utilização de trocadores de calor, que promovem a reutilização de energia proveniente de outros pontos da planta.

Na planta de produção de 1,3-butadieno da UNIB-2 RS da Braskem, o principal foco de estudos para o melhoramento da eficiência energética são os quatro permutadores casco tubos localizados no fundo da torre de destilação extrativa. Esses trocadores de calor operam em contra fluxo, onde o fluido a ser aquecido é o solvente NMP carregado de hidrocarbonetos, e o fluido a ser resfriado é apenas o NMP purificado.

O solvente contendo hidrocarbonetos dissolvidos sofre uma etapa de pré-desgaseificação no fundo da coluna retificadora após o aquecimento na bateria de 4 permutadores de calor do fundo da torre extrativa. Após essa etapa, o solvente parcialmente desgaseificado é enviado para a torre desgaseificadora de solvente. Este solvente necessita de uma temperatura elevada para conseguir ser desgaseificado, mas, devido à ineficiência térmica dos permutadores, ao chegar na torre desgaseificadora, consome de 10 a 15% a mais de energia na forma de vapor. Portanto, para evitar esse gasto de energia na forma de consumo de vapor, é necessário que a corrente de solvente com hidrocarbonetos dissolvidos entre na torre de desgaseificação já na temperatura operacional, sem necessidade de aquecimento após a etapa de pré-desgaseificação. Para isso, é necessário que a troca térmica nos permutadores de calor tenha sua eficiência elevada.

Outro fator de perda de lucratividade é a queda de produção devido às diminuições de carga da planta, que são mais recorrentes com a frequente retirada de um destes 4 permutadores para a limpeza e manutenção, além dos custos envolvidos com essa operação.

A proposta tecnológica deste trabalho é pesquisar as causas e indicar alternativas para aumentar a eficiência energética da planta de produção de 1,3-butadieno da UNIB-2 RS através do melhor aproveitamento de calor nos permutadores da torre de destilação extrativa.

Como resultado, será analisada a melhora do coeficiente de troca térmica, LMTD, da temperatura de saída do fluido quente, da efetividade de troca térmica, da perda de carga efetiva, da velocidade de escoamento dos fluidos e de um novo coeficiente de sujamento. Com esses resultados, é esperado um aumento de lucratividade da planta com a diminuição dos gastos adicionais com energia e manutenção.

6. METODOLOGIA

O objetivo geral e os objetivos parciais serão atingidos através das seguintes ações:

- a) Validação do modelo de permutador descrito pelo software Aspen, utilizando dados do projeto inicial dos permutadores em operação:

Para garantir a confiabilidade do trabalho a ser desenvolvido, será primeiramente simulado no Software Aspen Exenger Desing and Raiting V 8.4 o projeto dos trocadores de calor em operação, conforme seus parâmetros originais cedidos pela Braskem, tanto dos fluidos quanto dos permutadores. Dados de temperatura, pressão de operação, vazões, densidade, viscosidade, calor específico dos fluidos, coeficiente de incrustações tamanho do trocador de calor, número de passes, de tubos, número e tamanho de chicanas, tipo de permutador e sentido de fluxo serão inseridos no software no modo de simulação "Rating/Checkin" a fim de validar o modelo matemático utilizado no projeto dos trocadores de calor. O software fornecerá resultados de operacionalidade dos trocadores, como calor trocado, diferença de temperatura média logarítmica (LMDT), perda de carga e coeficiente global de troca térmica. Os parâmetros obtidos serão comparados com os dados do projeto inicial dos trocadores. Para validar o modelo matemático de projeto de trocadores de calor utilizado pelo software, os parâmetros obtidos via simulação devem apresentar uma diferença de, no máximo, 15% daqueles fornecidos pelo fabricante dos trocadores.

- b) Simulação do permutador de calor atual:

Uma vez validado o modelo matemático utilizado pelo Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4, serão inseridos os dados atuais de operação dos trocadores da planta de extração de 1,3-butadieno. O modo de simulação "Find Folling" será utilizado para poder avaliar o coeficiente de sujamento, sua troca térmica e seu LMDT atual. Para isso, os parâmetros do projeto original, como as temperaturas, vazões e pressões de operação dos trocadores serão alterados para os de operação atual da planta. Estes dados que vão ser inseridos no software foram coletados durante a operação normal da planta, no dia 13 de julho de 2016, em indicadores de pressão e temperatura localizados fisicamente junto aos trocadores, e indicadores de vazão localizados no painel de controle.

c) Comparação dos dados originais do projeto com os resultados obtidos a partir dos parâmetros operacionais atuais. Proposição de melhorias:

Os parâmetros como temperatura final, calor trocado, LMDT, velocidade, coeficiente global de troca térmica, coeficiente de sujamento, obtidos pela simulação da situação atual serão comparados com os mesmos parâmetros obtidos na primeira simulação com dados do projeto original. A comparação permitirá avaliar e identificar problemas de troca térmica dos trocadores de calor. A partir da comparação e análise dos resultados obtidos, serão propostas soluções para o aumento da eficiência energética dos trocadores.

d) Simulação de melhorias:

Com o diagnóstico obtido, conforme descrito no item anterior, será simulado, no Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4, no modo “Simulation”, mudanças físicas no projeto original dos trocadores, tais como: número de trocadores de calor em série, número de chicanas, de passes, visando o aumento de área de troca térmica, velocidade de escoamento e coeficiente de sujamento.

A partir desta simulação, serão feitas propostas de mudanças viáveis economicamente para uma futura aplicação industrial na planta de Extração de Butadieno da UNIB-2 RS, de modo a elevar a eficiência energética, diminuindo gastos com energia excedente; reduzir a perda de produção devido a frequentes baixas de carga; e reduzir gastos com manutenções. Com a mudança, será possível calcular um ganho real na lucratividade da Planta.

O software Aspen Exenger Desing and Rating V8.4 permite otimizar, classificar ou simular permutadores casco tubo e multi-tubos para usuários casuais ou para processos industriais. É uma ferramenta de engenharia a qual atende a uma ampla gama de necessidades e aplicações com a capacidade de compartilhar modelos desde o design conceitual até a solução de problemas operacionais.

7. PATENTES

O 1,3-butadieno dissolvido no solvente NMP polimeriza em uma taxa que aumenta com a temperatura. Para evitar sua polimerização, antes do aquecimento do fluido na bateria de trocadores de calor são adicionados agentes antipolimerizantes, reduzindo assim o índice de sujamento dos equipamentos do processo de fabricação. A seguir, são citadas algumas patentes relacionadas a inibidores de polimerização que podem ser utilizados no processo de fabricação do 1,3-butadieno:

- Patente número: PI0606353-5A2

Inventores: Yeongwoo Shim, Seonghoan Lim, Choonjae Lee, Hancheol Ahn

País: República da Coréia

Nome do depositante: Yeochun Ncc Co., Ltd

Nome do Procurador: Pinheiro Neto - Advogados

Ano:2016

“Inibidor de polimerização para 1,3-butadieno e métodos para inibir polimerização de 1,3-butadieno por introdução do mesmo”

“São descritos um inibidor de polimerização de 1,3-butadieno compreendendo um agente anti-entupimento baseado em alquílfenol contendo de um a dois grupos hidroxila, um agente anti-entupimento baseado em amína e solvente orgânico, e um método para inibir polimerização de 1,3-butadieno usando o inibidor acima” [14]

- Patente número: PI9810506-0

Inventor: Graciela B. Arhancet

País: Estados Unidos

Nome do Procurador: Momsen, Leonardos & Cia

Ano:2016

“Processo para inibir a polimerização de monômero de vinila insaturado”

“Descreve-se um alfa-tocoferol como um inibidor de polimerização efetivo contra a polimerização do monômero de vinila. Verificou-se que o alfa-tocoferol inibe a polimerização de acrilonitrila e diolefinas, como o

isopreno e butadieno. Verificou-se que o alfa-tocoferol interage sinergicamente com a hidroquinona na inibição da polimerização da acrilonitrila” [2]

- Patente número: PI0804630-1A2

Inventores: Frank kraushaar, Manfred Neumann, Oliver erpeldinger, Philip James, Stefanie Weyler

País: Alemanha

Depositante: Evonik Degussa GmbH (DE)

Nome do Procurador: Dannemann ,Siemsen, Bigler & Ipanema Moreira

Ano: 2008

“Processo para estabilização de monômeros olefinicamente insaturados”

“A presente invenção refere-se a um processo para estabilização de monômeros olefinicamente insaturados, caracterizado pelo fato de que uma composição contendo um agente de retardo, que apresenta um solvente e uma quinona-metida como agente de retardo, é adicionada a um monômero olefinicamente insaturado ou mistura de monômeros, que apresenta pelo menos um monômero olefinicamente insaturado, bem como à composição monômera resultante do mesmo.” [4]

A Braskem utiliza Terc-butilcatecol (TBC) e outros produtos de tecnologia ACTRENE e FORTIS, que são adicionados ao longo do processo e também no sistema de solvente circulante, agindo como antipolimerizantes do 1,3-butadieno. Entretanto, essa ação não é suficiente para diminuir o índice de sujamento, isto é, para evitar a presença de incrustações ao longo do processo e nos trocadores de calos. Em vista disto, alternativas devem ser pesquisadas e propostas para melhorar a eficiência da troca térmica dos trocadores de calor.

8. RESULTADOS E DICUSSÕES

8.1 Validação do Software

Para validação do Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4, foram inseridos no programa dados dos permutadores em operação cedidos pela Braskem, incluindo parâmetros dimensionais do trocador, de característica do processo e de características do fluido, conforme apresentado na Tabela 2.

Tabela 2: Dados de projeto inseridos no Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4

Dados Dimensionais dos Permutadores	
Classe do permutador	Tubular, TEMA class R, tipo BES
Tipo de Espelho	flutuante
Área por permutador (m ²)	457
Orientação	horizontal em paralelo
Diâmetro interno casco (mm)	1222
Diâmetro externo tubo (mm)	25,4
Espessura do tubo (mm)	2,77
Distância entre tubos (mm)	32
Número de chicanas/ tamanho	10/ 25,5%
Número de tubos	964
Número de passes	2
Comprimento dos tubos (mm)	6096
Material do permutador	CS
Características do Processo	
Vazão Casco (kg/h)	285025
Vazão Tubos (kg/h)	35309
Temperatura entrada do casco (°C)	148
Temperatura saída do casco (°C)	89,3
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,2
Temperatura saída dos tubos (°C)	121
Pressão de operação casco (kg/cm ²)	18,9
Pressão de operação tubos (kg/cm ²)	17,7
Características dos Flúidos	
Densidade casco (kg/m ³)	928
Densidade tubo (kg/m ³)	852
Viscosidade caso (cP)	0,48
Viscosidade tubo (cP)	0,73
Condutividade casco entrada (kcal/hr m °C)	0,1256
Condutividade casco saída (kcal/hr m °C)	0,1187
Condutividade tubos entrada (kcal/hr m °C)	0,1464
Condutividade tubos saída (kcal/hr m °C)	0,149
Perda de carga casco entrada (kg/cm ²)	1,02
Perda de carga casco saída (kg/cm ²)	0,722
Perda de carga tubos entrada (kg/cm ²)	0,714
Perda de carga tubos saída (kg/cm ²)	0,515
Calor específico casco entrada (kcal/kg °C)	0,593
Calor específico casco saída (kcal/kg °C)	0,573
Calor específico tubos entrada (kcal/kg °C)	0,5595
Calor específico tubos saída (kcal/kg °C)	0,6174

Com estes dados no modo de cálculo selecionado “Cheaking/Rating”, o Software forneceu dados que servem de parâmetros para comparação e validação do modelo utilizado, conforme mostra a Tabela 3.

Tabela 3: Validação matemática do Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4

Parâmetro	Projeto	Simulação Validação	Erro (%)	Valores de Projeto (15 %)
Temperatura saída do casco (°C)	89,3	89,3	0	75,9 - 102,69
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,2	75,2	0	63,97 - 86,48
Temperatura saída dos tubos (°C)	121	121	0	102,5 - 139,5
LMTD (°C)	18,4	18,36	0,21	15,64 - 21,16
Troca térmica (MMkcal/h)	9,48	9,63	1,58	8,05 - 10,90
Velocidade do fluido no casco (m/s)	0,55	0,63	14,54	0,46 - 0,63
Velocidade do fluido nos tubos (m/s)	0,92	0,79	14,13	0,78 - 1,05
Perda de carga casco (kg/cm ²)	0,722	0,484	32,96	0,617 - 0,830
Perda de carga tubos (kg/cm ²)	0,515	0,315	38,83	0,437 - 0,592
$U_{serviço}$ (kcal/(m ² hr°C))	343	300,9	12,27	291,55 - 394,55
U_{sujo} (kcal/(m ² hr°C))	-	318,1	-	-
U_{limpo} (kcal/(m ² hr°C))	-	508,8	-	-
Folga ($U_{serviço}/U_{sujo}$)	-	95%	-	-

Na Tabela 3 constam os dados do projetista cedidos pela Braskem e os dados obtidos do Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4 para a validação do modelo matemático. Todos os parâmetros calculados ficaram dentro da faixa de 15% de diferença máxima prevista em projeto, com exceção da perda de carga do casco e tubos. Os menores valores de perda de carga, calculados através de simulação, podem ser consequência do diferente fator de rugosidade padrão utilizado por esta versão do software.

Os valores de perda de carga não têm influência sobre os valores de troca térmica, mas sim as velocidades dos fluídos no casco e nos tubos. A velocidade de escoamento dos fluidos tem uma relação quadrática com o valor da perda de carga, mas mesmo com essa diferença ainda foi possível ficar dentro da faixa de 15% de projeto [2].

A simulação mostra que há uma folga ($U_{serviço}/U_{sujo}$) de 95% entre o coeficiente global de troca térmica (U) quando o permutador está sujo e quando esta operando, evidenciando que o trocador não está na máxima exigência térmica que pode operar. Este valor não é especificado em projeto, mas é válido para a análise de eficiência do permutador que está

sendo simulado. O resultado indica que a capacidade térmica é de 95% em relação ao carga térmica .

8.2 Situação Atual

Para avaliar a situação atual dos permutadores e sua ineficiência energética, foram utilizados todos os dados da Tabela 2, com exceção das temperaturas e vazões. Estes dados atuais foram coletados no dia 13 de julho de 2016 e estão indicados na Tabela 4. A coleta dos dados foi feita em indicadores de temperatura de campo, junto à entrada e saída dos permutadores, e em indicadores de vazão, localizados no painel de controle.

Tabela 4: Dados operacionais atuais do processo

Parâmetro	Dados operacionais
Vazão Casco (kg/h)	253760
Vazão Tubos (kg/h)	301740
Temperatura entrada do casco (°C)	148,41
Temperatura saída do casco (°C)	92,56
Temperatura entrada dos tubos (°C)	68,33
Temperatura saída dos tubos (°C)	113,75

Para realizar a avaliação dos dados de operação o modo de simulação foi alterado para “Find Folling,” podendo assim avaliar o coeficiente de sujamento real dos trocadores, sua troca térmica, perda de carga, velocidade de escoamento, coeficiente global de troca térmica e seu LMDT atual. A Tabela 5 apresenta os resultados obtidos juntamente com os resultados do item 8.1, de validação do software, para comparação.

Tabela 5: Avaliação da Situação Atual

	Simulação/ Validação	Situação atual
Vazão Casco (kg/h)	285025	253760
Vazão Tubos (kg/h)	353009	301740
Temperatura entrada do casco (°C)	148	148,41
Temperatura saída do casco (°C)	89,3	92,56
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,2	68,33
Temperatura saída dos tubos (°C)	121	113,75
LMTD (°C)	18,36	28,21
Troca térmica (MMkcal/h)	9,63	8,164
Velocidade do fluido no casco (m/s)	0,63	0,56
Velocidade do fluido nos tubos (m/s)	0,79	0,68
Perda de carga casco (kg/cm ²)	0,484	0,393
Perda de carga tubos (kg/cm ²)	0,315	0,244
U_{serv} (kcal/(m ² hr°C))	300,9	165,9
U_{sujo} (kcal/(m ² hr°C))	318,1	165,9
U_{limpo} (kcal/(m ² hr°C))	508,8	463,1
Folga ($U_{serviço} / U_{sujo}$)	95%	100%
Coefficiente Sujamento Casco (m ² h°C)	0,0004	0,00166
Coefficiente Sujamento Tubos (m ² h°C)	0,0006	0,0013

Com as mudanças nas vazões e temperaturas de entrada e saída dos permutadores pode ser observado:

- Aumento no LMTD;
- Diminuição na taxa de troca térmica;
- Diminuição no coeficiente global de troca térmica (U_{serv});
- Diminuição nas velocidades dos fluidos;
- Diminuição na perda de carga.

A variação de temperatura (ΔT) não é linear ao longo dos trocadores de calor, e por isso é utilizado o método das médias logarítmica das temperaturas (LMDT), conforme descrito pela equação (10), o que explica a variação significativa deste parâmetro com a mudança das temperaturas dos fluidos. Este aumento de LMDT é requerido em trocadores de calor, pois quanto maior a diferença de temperatura entre os fluidos, mais eficiente será a troca térmica.

De acordo com as equações (1) e (2), a taxa de troca térmica (q) é diretamente proporcional à variação de temperatura de entrada e de saída dos fluidos, e às suas vazões mássicas. A diminuição da diferença de temperatura (ΔT), tanto no lado casco quanto tubos, bem como a diminuição das vazões mássicas em 10,9% no lado do casco e 14,5% no lado dos tubos, provoca uma diminuição na taxa de calor trocado, conforme pode ser observado na simulação da situação atual.

O coeficiente global de troca térmica (U_{serv}), conforme equação (5), é diretamente proporcional à taxa de calor trocado, e inversamente proporcional à diferença de temperatura entre o fluido quente e o fluido frio, bem como com a área de troca térmica. De acordo com a equação (7), coeficiente global de troca térmica também é função do diâmetro interno e externo dos tubos, do material utilizado (parâmetros que não foram alterados) e da resistência térmica total a transferência de calor [2]. Pode ser observado que o coeficiente de troca térmica de serviço (U_{serv}) é igual ao sujo (U_{sujo}), indicando que a troca de calor está limitada pela condição de sujeira do permutador. Esses resultados evidenciam que, na situação atual, não há folga, e sim, há deficiência de troca térmica.

Em operação normal, incrustações formam películas sobre a superfície de troca térmica que aumentam significativamente a resistência total à transferência de calor [2]. Na simulação da situação atual é constatado que o coeficiente de sujamento aumentou em 325% no lado do casco e 116% no lado dos tubos, o que leva ao decréscimo do coeficiente global de troca térmica. Na série dos quatro trocadores de calor, as incrustações são observadas após um período de dez meses sem limpeza do permutador A; de dois meses do B; de quatro anos do C e de um ano e sete meses do D. Os dados evidenciam a falta de uma política de controle de sujamento e limpeza da série de trocadores.

A Tabela 5 também mostra uma diferença na simulação e nas condições atuais entre os valores de velocidade de escoamento dos fluidos e a perda de carga. Entretanto, mesmo sabendo que a perda de carga é afetada pela velocidade dos fluidos em uma relação quadrática, e o aumento da perda de carga resulta em um aumento das incrustações ao longo do permutador, não foi possível avaliar corretamente estes valores na simulação da situação atual [2]. Provavelmente essa diferença entre o cálculo da simulação e os valores da situação atual ocorra porque tecnicamente há uma diminuição nas vazões mássicas de entrada dos fluidos quente e frio nos trocadores que alteram a velocidade dos fluidos dentro dos trocadores.

Esta simulação e sua comparação com as condições operacionais atuais evidenciam que a ineficiência energética dos trocadores de calor está relacionada com o alto coeficiente de sujamento dos permutadores, tanto no lado dos tubos quanto do casco, levando a uma baixa taxa de troca térmica.

8.3 Propostas Para o Aumento da Taxa de Transferência de Calor

O aumento da taxa de transferência de energia dos quatro trocadores de calor em série da Planta de Extração de 1,3-butadieno da UNIB 2 RS, visando uma economia tanto de energia excedente utilizada no decorrer do processo, como uma diminuição dos gastos com manutenção e diminuição de carga, será discutido através de três propostas:

- 1) Aumento no número de chicanas nos quatro trocadores;
- 2) Aumento do número de passes nos quatro trocadores;
- 3) Introdução de um novo trocador em série com os já existentes.

Para possibilitar a otimização da troca térmica proposta neste projeto tecnológico, é necessário proceder uma simulação dos parâmetros operacionais levando em conta o aumento de carga, conforme previsto em projeto e, em consequência, o aumento das vazões mássicas de entrada dos fluidos. Por este motivo e para fins de cálculo e comparação dos resultados obtidos em relação às propostas 1, 2 e 3, foi simulado no Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4 no modo “Simulation” a otimização da carga da área. Este cálculo de projeto foi feito utilizando um coeficiente de sujamento 75% maior que o previsto em projeto. Este aumento no coeficiente de sujamento leva em conta a previsão de um valor mais alto de incrustações que o previsto no projeto original, mas menor do que o da situação atual (Tabela 5). Uma forma de diminuir o coeficiente de sujamento e validar os resultados da simulação é aumentar a periodicidade e o controle da limpeza dos trocadores de calor, tornando anual a limpeza de pelo menos um deles. Os resultados são mostrados na Tabela 6.

Tabela 6: Simulação com carga de projeto e 75% a mais de coeficiente de Incrustações

Parâmetro	Aumento de Carga Simulação
Vazão Casco (kg/h)	285025
Vazão Tubos (kg/h)	353009
Temperatura entrada do casco (°C)	148
Temperatura saída do casco (°C)	89,5
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,2
Temperatura saída dos tubos (°C)	119,2
LMTD (°C)	21,82
Troca térmica (MMkcal/h)	9,13
Velocidade do fluido no casco (m/s)	0,63
Velocidade do fluido nos tubos (m/s)	0,79
Perda de carga casco (kg/cm ²)	0,481
Perda de carga tubos (kg/cm ²)	0,316
U _{serv} (kcal/(m ² hr°C))	239,7
N° Passes	2
N° Chicanas	10
Coeficiente Sujamento Casco (m ² h°C)	0,00087
Coeficiente Sujamento Tubos (m ² h°C)	0,00105

Estes resultados servirão de comparação para as simulações das propostas 1, 2 e 3. Todos os padrões já descritos e apresentados na Tabela 6 serão mantidos constantes, com exceção, em cada proposta, do número de chicanas (proposta 1), do número de passes (proposta 2) e do número de trocadores (proposta 3). Para tornar a presente análise objetiva, serão apresentados apenas os resultados com valores alterados, ou com relevância nas mudanças propostas.

8.3.1 Aumento do Número de Chicanas

O aumento da velocidade de escoamento cruzado do fluido no lado casco provoca o aumento da turbulência no regime de escoamento que, por sua vez, aumenta o coeficiente de transferência calor por convecção do fluido, levando ao aumento da taxa de troca térmica [2]. Para a verificação do efeito do aumento de 2 chicanas na velocidade dos fluidos e, desta forma, na taxa de transferência de calor, foram simulados os mesmos parâmetros apresentados na Tabela 6 utilizando o Software Aspen Exchanger Design and Rating V8.4 no modo “Simulation” para os quatro trocadores de calor. A Tabela 7 apresenta os resultados obtidos.

Tabela 7: Proposta 1: simulação de aumento de carga por adição de 2 chicanas

Parâmetro	Simulação Aumento de carga	Proposta 1 Resultados
Temperatura saída do casco (°C)	89,50	94,41
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,20	75,20
Temperatura saída dos tubos (°C)	119,20	119,12
LMTD (°C)	21,82	21,82
Troca térmica (MMkcal/h)	9,130	9,120
Velocidade do fluido no casco (m/s)	0,630	0,630
Velocidade do fluido nos tubos (m/s)	0,790	0,790
Perda de carga casco (kg/cm ²)	0,481	0,481
Perda de carga tubos (kg/cm ²)	0,316	0,316
U _{serv} (kcal/(m ² hr°C))	239,70	239,70
U _{sujo} (kcal/(m ² hr°C))	239,70	239,70
U _{limpo} (kcal/(m ² hr°C))	509,80	509,80
N° Chicanas	10	12

A análise da Tabela 7 mostra que o aumento de 2 chicanas no casco não alterou significativamente nenhum parâmetro de projeto. Não houve um aumento da velocidade de fluido no casco, conforme previsto, ficando a taxa de transferência de calor abaixo do valor desejado [2]. Com este resultado pode ser concluído que o simulador não mostrou sensibilidade adequada para essa mudança de parâmetro. Esse resultado pode ser explicado pela existência de inúmeros vetores de velocidade instantâneos relacionados ao regime de escoamento turbulento. O escoamento turbulento favorece a taxa de transferência de calor,

mas, neste regime, os módulos dos vetores de velocidade variam com o tempo, tornando sua previsão impossível, e sua influência não é considerada pelo simulador [2]. A Proposta 1, portanto, não pode ser considerada porque não pode ser validada pelo simulador.

8.3.2 Aumento do Número de Passes

O movimento do fluido em regime de escoamento turbulento é irregular e sua velocidade varia tanto em módulo com em direção, levando a um aumento da taxa de transferência de calor por convecção [2]. O turbilhonamento do fluido por dentro dos tubos é alcançado através do aumento do número de passes dos tubos por dentro do casco. Visando o aumento na velocidade do fluido por dentro dos tubos e, conseqüentemente, a elevação da taxa de transferência de calor, foi realizada a simulação no Software Aspen Exenger Desing and Raiting V8.4 dos quatro permutadores nas condições apresentadas na Tabela 6, mas com o dobro de número de passes. A simulação foi feita no modo “Simulation” e o resultado é mostrado na Tabela 8.

Tabela 8: Simulação de aumento de carga por aumento do número de passes

Parâmetro	Simulação Aumento de carga	Proposta 1 Resultados	Proposta 2 Resultados
Temperatura saída do casco (°C)	89,50	94,41	91,35
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,20	75,20	75,20
Temperatura saída dos tubos (°C)	119,20	119,12	120,51
LMTD (°C)	21,82	21,82	20
Troca térmica (MMkcal/h)	9,130	9,120	9,413
Velocidade do fluido no casco (m/s)	0,63	0,63	0,63
Velocidade do fluido nos tubos (m/s)	0,79	0,79	1,53
Perda de carga casco (kg/cm ²)	0,481	0,481	0,481
Perda de carga tubos (kg/cm ²)	0,316	0,316	1,455
U _{serv} (kcal/(m ² hr°C))	239,7	239,7	269,7
U _{sujo} (kcal/(m ² hr°C))	239,7	239,7	269,7
U _{limpo} (kcal/(m ² hr°C))	509,8	509,8	667,9
Folga	100%	100%	100%
N° Passes	2	2	4
N° Chicanas	10	12	10

O aumento do número de passes, para um mesmo diâmetro definido do trocador, levou a um aumento na velocidade do fluido dentro dos tubos em 48 %, indicando a elevação do

escoamento em regime turbulento e, conseqüentemente, do coeficiente de transferência de calor por convecção e do coeficiente global de troca térmica (U , eq. 7). Os parâmetros obtidos pela simulação comprovam um aumento da velocidade do fluido nos tubos de 0,79 m/s para 1,53 m/s, um aumento da taxa de troca térmica de 9,13MMkcal/h para 9,413 MMkcal/h e um aumento do coeficiente de troca térmica, U_{serv} , de 239,7 kcal/(m²hr°C) para 269,7 kcal/(m²hr°C). Entretanto, o aumento do número de passes manteve os coeficientes de troca térmica de serviço (U_{serv}) e sujo (U_{sujo}) iguais, não permitindo folga de troca térmica. Os resultados da simulação indicam que a troca está limitada pela condição imposta de 75% a mais de sujeira do trocador do que a prevista em projeto.

Além disso, o aumento do número de passes e, por consequência, da velocidade do fluido dentro dos tubos, levou a um aumento da perda de carga em 78 % (ΔP , eq. 4) [2]. Esta elevada perda de carga demanda equipamentos, como bombas, mais potentes para superar a pressão excedente e manter o fluxo do fluido por dentro dos tubos do permutador até o topo das torres.

Os resultados da simulação mostram que a Proposta 2 é válida, quando comparada com a Proposta 1, no aumento da taxa de transferência de calor. Porém, a grande elevação de perda de carga demanda mais estudos sobre a necessidade da troca da bomba que manda o fluxo de solvente para os tubos do trocador de calor por outra mais potente e os custos envolvidos nesta implementação.

8.3.3 Instalação de Um Trocador de Calor em Série Com Já Existentes

Visando um aumento da taxa de calor trocado sem alterar o projeto dos permutadores já existentes, foi simulado no Software Aspen Exchanger Design and Rating V8.4 no modo "Simulation" a inserção de mais um trocador em série com os quatro que estão em operação. O quinto trocador teria as mesmas características e condições operacionais dos já existentes, conforme item 8.3, e operaria em tempo integral junto à série, sendo retirado apenas para limpeza, assim como os outros trocadores de calor.

Tabela 9: Proposta 3: simulação de aumento de carga por acréscimo de um trocador

Parâmetro	Simulação Aumento de carga	Proposta 1 Resultados	Proposta 2 Resultados	Proposta 3 Resultados
Temperatura saída do casco (°C)	89,5	94,41	91,35	89,5
Temperatura entrada dos tubos (°C)	75,2	75,2	75,2	75,2
Temperatura saída dos tubos (°C)	119,2	119,12	120,51	122
LMTD (°C)	21,82	21,82	20	18,6
Troca térmica (MMkcal/h)	9,13	9,12	9,413	9,72
Velocidade do fluido no casco (m/s)	0,63	0,63	0,63	0,63
Velocidade do fluido nos tubos (m/s)	0,79	0,79	1,53	0,79
Perda de carga casco (kg/cm ²)	0,48	0,48	0,48173	0,6039
Perda de carga tubos (kg/cm ²)	0,31	0,316	1,4557	0,3983
U _{serv} (kcal/(m ² hr°C))	239,7	239,7	269,7	239,6
U _{sujo} (kcal/(m ² hr°C))	239,7	239,7	269,7	239,6
U _{limpo} (kcal/(m ² hr°C))	509,8	509,8	667,9	509,8
Folga	100%	100%	100%	100%
Nº Passes	2	2	4	2
Nº Chicanas	10	12	10	10

Comparando os três resultados, pode ser observado que a Proposta 3 apresenta um aumento no valor na taxa de troca térmica de 6,46 % em relação à simulação do aumento de carga. Esse resultado é devido ao aumento da área total de troca térmica pela inclusão do 5º trocador em série, de acordo com a eq. 5, que relaciona a taxa total de troca térmica com a área de transferência de calor. Portanto, o aumento da área para a transferência de calor é mais eficiente do que o aumento do número de chicanas ou de passes para o aumento da taxa de transferência de calor. Estes resultados indicam que o aumento do regime turbulento, no fluido do casco (através do maior número de chicanas) ou no fluido dos tubos (através do maior número de passes) não são ações suficientes para aumentar efetivamente a taxa de troca térmica, e conseqüentemente, a transferência de calor. Entretanto, o aumento da área de troca permitiu essa elevação.

A conseqüência direta do aumento da taxa de troca de calor é a elevação da temperatura de saída dos tubos. Atualmente, esta temperatura é de 113 °C. Com a instalação de um quinto trocador de calor, essa temperatura pode chegar a 122 °C, levando a uma diminuição dos gastos relativos a vapor, utilizado na torre 3.

Os resultados da simulação da Proposta 3 mostram:

- um aumento da taxa de troca térmica em 6,46 %
- uma elevação da temperatura do fluido na saída dos tubos de 9 °C
- uma diminuição da perda de carga durante os processos de limpeza e manutenção dos trocadores
- um aumento da produtividade de 1,3-butadieno, mesmo durante a retirada de um trocador para a limpeza
- um menor gasto de vapor para aquecer o fluido de alimentação da torre 3, onde ocorre a desgaseificação.

Portanto, a Proposta 3 se mostrou a mais adequada para a solução do aquecimento do fluido dos tubos na saída dos trocadores de calor. A maior temperatura obtida por uma transferência de calor mais efetiva devido ao aumento de área leva a um menor gasto de energia com o consumo de vapor para o aquecimento do fluido que alimenta a torre 3, onde ocorre a separação entre o 1,3-butadieno remanescente no solvente NMP.

Os anexos 1 a 6 apresentam as planilhas de cálculo obtidas nos processos de simulação, a partir das quais foram construídas as tabelas 2 a 9 já apresentadas e discutidas.

9. AVALIAÇÃO DE CUSTOS

Entre as três propostas testadas por simulação para melhorar a eficiência de transferência de calor e elevar a temperatura do fluido de saída da tubulação dos trocadores de calor, possibilitando a purificação do solvente NMP na torre três, a saber: aumento do número de chicanas, aumento do número de passes e colocação de mais um trocador em série com os já em operação, os resultados mostram que a terceira proposta leva ao maior aumento da taxa de troca térmica.

A simulação mostra que, na presença de mais um trocador de calor, totalizando cinco trocadores em série, ocorre um aumento da taxa de troca térmica de 9,13 MMkcal/h para 9,72 MMkcal/h. A diferença de 0,59 MMkcal/h, ou seja, 597.524 kcal de energia por hora geram uma economia na forma de Vapor Saturado, atualmente utilizado para aquecer a mistura de solvente e hidrocarbonetos na torre 3, a fim de possibilitar a extração. Se esse fluido sai da bateria de trocadores em uma temperatura mais alta, o vapor de aquecimento excedente não precisa ser gasto, gerando a seguinte economia: sabendo que 1,0 kg de vapor superaquecido a uma pressão de 9,2 kgf/cm² (pressão de operação do vapor da planta) fornece 480,452 kcal de energia [11],

$$597.524 \frac{kcal}{h} \times 1 kg \times \frac{1}{480,452 kcal} = 1.243,67 \frac{kg}{h} = 1,2 \frac{ton}{h}$$

A instalação de mais um trocador de calor gera uma economia de 1,2 toneladas de vapor por hora de operação. O custo atual da tonelada de vapor superaquecido da Braskem é de R\$ 32,00. Ao final de um ano de operação contínua, a economia, em reais, será de:

$$1,2 \frac{ton}{h} \times 52 \frac{semanas}{ano} \times 7 \frac{dias}{semana} \times 24 \frac{h}{dia} \times 32,00 \frac{1}{ton} = R\$ 335.462,00$$

Portanto, R\$ 335.462,00 serão economizados, na produção de vapor, anualmente. Por dados fornecidos pela Braskem, o custo da instalação deste trocador é de R\$ 1.500.000,00 e, considerando apenas a economia de energia, esta instalação se pagaria em 4,5 anos:

$$R\$ 1.500.000,00 \times \frac{1}{R\$ 335.462,00} = 4,47 \text{ anos}$$

10. CONCLUSÕES

Uma mistura de hidrocarbonetos, na faixa de quatro a cinco carbonos, entra na Unidade de Extração de 1,3- Butadieno da UNIB 2 RS. A esta mistura é adicionado o solvente NMP, a fim de separar por destilação extrativa o 1,3-butadino. Para atingir a temperatura de extração, a solução passa através de uma série de quatro trocadores de calor/intercambiadores, que devem aproveitar o máximo de calor possível do sistema de solvente circulante, e assim aquecer não só o fluido da torre extratora de 1,3BD, como também o solvente que irá para a torre purificadora de NMP. Entretanto, devido ao elevado coeficiente de incrustações, os quatro trocadores de calor apresentam baixa eficiência energética, e a temperatura de saída do fluido dos tubos que irá para a torre purificadora de solvente está abaixo da desejada, sendo necessário um gasto adicional com vapor saturado para aquecimento desta torre. A fim de resolver esse problema, foi feita uma simulação dos parâmetros de projeto, analisando três possibilidades de resolução:

a) Aumento do número de passes: essa simulação teve como intuito um aumento do coeficiente de transferência de calor por convecção pelo aumento da velocidade e da turbulência do fluido no lado casco e, assim, a taxa de transferência de calor. Entretanto, essa simulação não mostrou mudanças significativas nos parâmetros de velocidade de escoamento do fluido do lado casco devido à falta de sensibilidade do software à variação desses parâmetros.

b) Aumento do número de chicanas: essa simulação leva a um aumento de velocidade do fluido dentro dos tubos, aumentando a turbulência e, por consequência, a taxa de transferência de calor. Por outro lado, leva a um aumento de perda de carga, o que acarreta em investimentos em bombas, compensando o escoamento dos fluidos pelo restante do sistema.

c) Inserção de um quinto permutador de calor na série já existente: a simulação mostra que, devido ao aumento de área para a troca térmica, há um aumento tanto na taxa de troca térmica quanto na temperatura de saída do fluido no lado dos tubos acima de 100°C. Essa ação resulta em uma economia de vapor saturado na torre de purificação de solvente, da ordem de R\$ 335.462,00 ao ano, sendo, portanto, a solução mais adequada para a solução do problema de eficiência energética da área de Extração de 1,3-Butadieno da UNIB 2 RS.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ALWI, S. R. W.; MANNAN. Z.A. Steap - A new graphical tool for simultaneous targeting and Design of a Heat Exchanger Network. **Chemical Engineering Journal**. V. 162. P. 106-121. 2010.
2. ARHANCET, G. B.; **Processo para Inibir a Polimerização de Monomero de Vinila Insaturado**. PI9810506-0. 14 Jan. 1999, Disponível em: <<http://www.patentesonline.com.br/>> Acesso em: 11 Out. 2016
3. BRASKEM História. Disponível em <<https://www.braskem.com.br/historia>>. Acesso em: 26 Out. 2016.
4. EVONIK DEGUSSA GMBH (DE). **Processo para Estabilização de Monômeros olefinicamente Insaturados**. PI0804630-1A2. 31 Out. 2008. Disponível em: <<http://www.patentesonline.com.br/>> Acesso em: 11 Out. 2016.
5. Faust, A.S.; Wenzel, L.A; Clump, C.W; Maus, L; Andersen, L.B.; **Princípios das Operações Unitárias**. 2.Ed. LTC: Rio de Janeiro, 2013
6. Incropera, F. P.; DeWitt, D. P.; **Fundamentos de transferência de calor e massa**. 7. Ed. LTC: Rio de Janeiro, 2014
7. KIM, T.; KIM, J.; KIM, S. Y.; CHAE, H.; KIM, J.; JEOPNG, S.; KIM, C. Butadiene Production from Bioethanol and Acetaldehyde over Tantalum Oxide-supported Spherical Silica Catalysts for Circulating Fluidized Bed. **Chemical Engineering Journal**. Republic of Korea. 16. October. 2014. v.278. p.217-223. 2015.
8. KIM, Y.; KIM, S.; LEE, B. Simulation of 1,3-Butadiene Extractive Distillation Process Using N-methyl-2-pyrrolidone Solvent. Korea. 24 october 2011. **Korean Journal Chemical Engineering**. Korean. v. 29(11), p. 1493-1499, 2012
9. McCabe, W.L.; Smith, J.C.; Harriott, P.; **Unit Operations of Chemical Engineering**, 7. Ed. McGraw-Hill: New York, 2005
10. PERUSSI, R. **Análise do Desempenho de Trocador de Calor de Fluxo Cruzado por Simulação Numérica**. 2010. 138. Dissertação. Mestrado. Curso de Engenharia mecânica da Escola de Engenharia de São Carlos. 20 Dezembro 2010. São Carlos.

11. STEAM Table: Calculadora das Tabelas de Vapor. Disponível em <http://www.steamtablesonline.com/steam97web.aspx?lang=pt>. Acesso em: 02 Out. 2016.
12. VIDAL, A.; BAÑOS, A. Reset Compensation for Temperature Control: Experimental Application on Heat Exchangers. **Chemical Engineering Journal**. Espanha. V. 159. P. 170-181, 2010.
13. XIAOJION, Y; XUAN, Y; PINGKAI, O. Simulation of 1,3-Butadiene Production Process by Dimethylformamide. **Chinese Journal of Chemical Engineering**. China. v.17, n.1, p.27-35, 2009.
14. YEOCHUN NCC Co. LTD (KR). **Inibidor de Polimerização para 1,3-Butadieno e Método par Inibir polimerização de 1,3-Butadieno por Introdução do Mesmo**. PI0606353-5^a2. 18 Jan. 2006. Disponível em <<http://www.escavador.com/patentes>>. Acesso em: 11 Out 2016.
15. ZHIGANG, L; RONGQI, Z; ZHANTING, D. Process Improvement On Separating C4 By Extractive Distillation. **Chemical Engineering Journal**, China. v.85, p.379–386, 2002.

ANEXO 6 – Resultado 3

Heat Exchanger Specification Sheet

1	
2	
3	
4	
5	
6	Size 1219,2--6096 mm Type BES Hor Connected in 1 parallel 5 series
7	Surf/unit(eff.) 2180,4 m ² Shells/unit 5 Surf/shell (eff.) 436,1 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT
9	Fluid allocation Shell Side Tube Side
10	Fluid name NMP q Casco NMP f tubo
11	Fluid quantity, Total kg/h 285025 353009
12	Vapor (In/Out) kg/s 0 0 0 0
13	Liquid kg/h 285025 285025 353009 353009
14	Noncondensable kg/s 0 0 0 0
15	
16	Temperature (In/Out) °C 148 89,5 75,2 122
17	Dew / Bubble point °C
18	Density Vapor/Liquid kg/m ³ / 928 / 979,82 / 852 / 779,46
19	Viscosity mPa s / 0,48 / 0,8981 / 0,73 / 0,3686
20	Molecular wt, Vap
21	Molecular wt, NC
22	Specific heat kJ/(kg K) / 2,483 / 2,399 / 2,343 / 2,59
23	Thermal conductivity W/(m K) / 0,1699 / 0,1731 / 0,1459 / 0,1377
24	Latent heat kJ/kg
25	Pressure (abs) bar 18,53457 17,93059 17,35777 16,95938
26	Velocity m/s 0,63 0,79
27	Pressure drop, allow./calc. bar 0,70019 0,60398 1,00028 0,39839
28	Fouling resistance (min) m ² h C/kcal 0,00087 0,00105 0,00134 Ao based
29	Heat exchanged 9720645 kcal/h MTD corrected 18,6 °C
30	Transfer rate, Service 239,6 Dirty 239,6 Clean 509,5 kcal/(h m ² C)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL
32	Shell Side Tube Side Sketch
33	Design/vac/test pressure:g ba27,45862/ / 25,49729/ /
34	Design temperature °C 180 180
35	Number passes per shell 1 2
36	Corrosion allowance mm 1,15 1,15
37	Connections In mm 1 304,8/ - 1 304,8/ -
38	Size/rating Out 1 304,8/ - 1 254/ -
39	Nominal Intermediate 1 304,8/ - 1 254/ -
40	Tube No. 964 OD 25,4 Tks-Avg 2,77 mm Length 6096 mm Pitch 32 mm
41	Tube type Plain #/m Material Carbon Steel Tube pattern 90
42	Shell Carbon Steel ID 1222 OD 1250 mm Shell cover Carbon Steel
43	Channel or bonnet Carbon Steel Channel cover Carbon Steel
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel - Tubesheet-floating Carbon Steel
45	Floating head cover Carbon Steel Impingement protection None
46	Baffle-cross Carbon Steel Type Single segmental Cut(%d) 25,12 V Spacing: c/c 480 mm
47	Baffle-long - Seal type Inlet 657,39 mm
48	Supports-tube U-bend 0 Type
49	Bypass seal Tube-tubesheet joint Exp. 2 grv
50	Expansion joint - Type None
51	RhoV2-Inlet nozzle 1269 Bundle entrance 814 Bundle exit 493 kg/(m s ²)
52	Gaskets - Shell side Flat Metal Jacket Fibe Tube Side Flat Metal Jacket Fibe
53	Floating head Flat Metal Jacket Fibe
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1 TEMA class R - refinery service
55	Weight/Shell 19481,1 Filled with water 27897,8 Bundle 11411 kg
56	Remarks
57	
58	