

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

AJUSTE DA PLANTA DE PROCESSOS DA PLATAFORMA DE PAMPO
USANDO ANÁLISE PINCH

JOSÉ VALDIR BRESCANSIN
Eng. Químico, UEM, 1984

Orientador: Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani
Prof. Adjunto, FUEM

**Dissertação de Mestrado submetida à
Fundação Universidade Estadual de
Maringá, como parte dos requisitos
necessários à obtenção do Grau de
Mestre em Engenharia Química, área
de desenvolvimento de processos.**

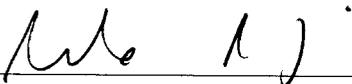
Maringá, Pr - Brasil

1997

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão definitiva da Dissertação de Mestrado submetida por José Valdir Brescansin, à Comissão Julgadora do Curso de Mestrado em Engenharia Química, na data de 24 de junho de 1997.

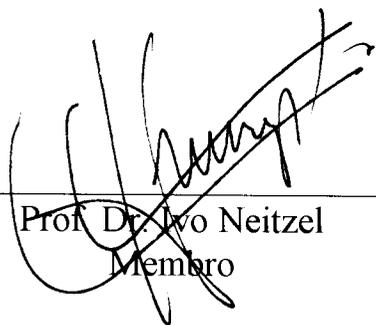
COMISSÃO JULGADORA



Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani
Orientador



Profª Drª Ana Maria Frattini Fileti
Membro



Prof. Dr. Ivo Neitzel
Membro

Esta Tese é dedicada

A Deus, criador do Universo

Aos meus Pais, Geraldo e Dalva, que tornaram tudo possível.

À Minha esposa Edeilza, pelo amor, compreensão e dedicação.

Aos Meus filhos, Pedro e Mariana, que são motivos de alegria e esperança.

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani, pela excelente orientação, pela compreensão e amizade que sempre demonstrou.

Aos professores do PEQ/UEM, que sempre aceitaram as dificuldades que tive para frequentar as aulas e cursar as disciplinas.

Aos Companheiros de trabalho da Plataforma de Pampo que de uma forma ou outra contribuíram para a realização deste trabalho.

Aos funcionários do PEQ/UEM, que sempre trabalharam com dedicação e profissionalismo.

Ao Engenheiro Rogério Geaquinto Herkenhoff da PETROBRÁS, que me ajudou através de opiniões e conhecimento.

RESUMO

AJUSTE DA PLANTA DE PROCESSOS DA PLATAFORMA DE PAMPO USANDO ANÁLISE PINCH

O presente trabalho mostra o ajuste da planta de processo da Plataforma de Pampo, da PETROBRÁS, situada na Bacia de Campos. Esta planta foi projetada com uma concepção que previa pouca integração energética. Com a previsão de novos poços de produção, o seu sistema de geração de utilidade quente está subdimensionado.

Para o desenvolvimento dos trabalhos foi proposta uma metodologia para o ajuste de planta de processos em operação. Ela é mais conservativa do que a metodologia existente na literatura.

Para a execução do trabalho foram utilizados os softwares PTT desenvolvido pela PETROBRÁS, e o SUPERTARGET da Linnhoff March Co., para o ajuste da planta e o HYSIM para a simulação dos trocadores.

Ao final do projeto verificou-se que com um investimento de US\$ 1,35 milhões é possível obter uma economia de US\$ 1,46 milhões/ano de gás natural, que seria queimado para geração de utilidade quente. O tempo de retorno é equivalente a aproximadamente de 11 meses. Com a implantação do projeto sugerido a plataforma resolverá o problema da falta de calor para o processamento do óleo novo, operando com apenas um aquecedor, ficando outros dois de reserva.

ABSTRACT

RETROFITTING OF THE PAMPO OFFSHORE PLANT

BY USING PINCH ANALYSIS

This work presents the retrofitting of the Pampo offshore process plant which is situated em Campos Bay and belongs to PETROBRAS. Only few energetic integration was considered in the original design of this platform. As a result of the discovery of new oil wells the plant hot utility generation system has become overloaded. Thus, a study for better utilisation of the available energy in the process streams of this plant is required.

Initially, it was proposed a method to adjust the operating plant. This method, which is more conservative than those presented in the literature, has lead to results closer to the practical reality PTT software, developed by PETROBRAS and the SUPERTARGET software from Linnhoff March Co., were used to adjust the plant while the HYSIM simulator was used to calculate the heat exchangers.

Results demonstrate that an investment of the US\$ 1,35 millions make it is possible to achieve an overall saving US\$ 1,46 millions/years. This saving is related to the natural gas, which would be burned to produce of the hot utility. The returning time for this investment is around 11 months. The implementation of the suggestions proposed in this work should solve the energy shortage problem for processing the new oil just with one heat exchanger, remaining the two existent exchangers as spare ones.

LISTA DE ABREVEATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

A – Aquecedor

A, B e C – coeficientes da equação de custo

Amin – Área mínima de transferência de calor

α – eficiência de área

ΔH – Variação de entalpia

ΔT – Diferença de temperatura entre uma corrente quente e outra corrente frias

ΔT_{min} – Diferença de temperatura mínima entre as correntes quentes e frias que otimiza os custos

C – Resfriador “cooler”

C_p – Calor específico a pressão constante

C_{pi} – Calor específico a pressão constante da corrente i

$CP = m \cdot C_p =$ Capacidade calorífica térmica

CP_i – Capacidade calorífica térmica da corrente i

h - Coeficiente de película ou individual de troca térmica

H – Entalpia

H – Aquecedor “heater”, utilizada dentro do círculo da rede de trocadores

L – Número de ciclos “loop”

m - Vazão mássica da corrente

N – Número total de correntes (processo + utilidades)

NU – Número mínimo de unidades ou cascos

Q = Calor trocador entre as correntes

R - Resfriador

S – Número de subconjuntos independentes

T_i – Temperatura da corrente i

T_e – Temperatura de entrada

T_s – Temperatura de saída

T^* = Temperatura alterada

U – Coeficiente global de troca térmica

Umin – número mínimo de unidades

Siglas da Planta de processos

Planta de óleo

- P-301 – Trocador óleo tratado X óleo sem tratamento do trem A
- P-302 – Aquecedor de óleo sem tratamento do trem A X água quente
- P-303 – Resfriador de óleo tratado do trem A X água de resfriamento
- SG-301 – Separador de primeiro estágio da planta de óleo do trem A
- SG-302 – Separador de segundo estágio da planta de óleo do trem A
- SG-303 – Separador de terceiro estágio da planta de óleo do trem A
- TO-301 – Tratador eletrostático do trem A
- P-401 – Trocador óleo tratado X óleo sem tratamento do trem B
- P-402 – Aquecedor de óleo sem tratamento do trem B X água quente
- P-403 – Resfriador de óleo tratado do trem B X água de resfriamento
- SG-401 – Separador de primeiro estágio da planta de óleo do trem B
- SG-402 – Separador de segundo estágio da planta de óleo do trem B
- SG-403 – Separador de terceiro estágio da planta de óleo do trem B
- TO-401 – Tratador eletrostático do trem B

Unidade de Dessulfurização

- B-00112 A/B – Bombas de refluxo
- B-04711 A/B – Bombas de MEA pobre
- B-04714 A/B – Bombas de MEA rica
- P-00111 – Condensador de topo da unidade
- P-112 – Refervedor “Reboiler” de MEA
- P-304 – Resfriador de gás dos separadores
- P-04711 – Trocador MEA pobre X MEA rica
- P-4712 – Resfriador MEA pobre X água de resfriamento
- T-111 – Torre de contato MEA/ Gás ácido
- T-112 – Torre de regeneração de MEA
- V-112 – Vaso de refluxo de MEA
- V-4711 – Vaso acumulador de MEA pobre
- V4713 – Vaso flash
- V-311 – Vaso receptor de gás dos separadores de produção

Sistema de compressão de gás natural

SG-201-01 A/B/C – Separador de gás da sucção dos compressores

SG-201-02 A/B/C – Separador de gás intermediários dos compressores

SG-201-03 A/B/C – Separador de gás da descarga dos compressores

PC-201-01 A/B/C – Resfriador de gás de baixa pressão

PC-201-02 A/B/C – Resfriador de gás de alta pressão

ÍNDICE

	Página
CAPÍTULO 01	1
INTRODUÇÃO	2
CAPÍTULO 02	3
FUNDAMENTOS TEÓRICOS	4
2.1 - Representação da rede	6
2.2 - Determinação das curvas compostas	7
2.3 - Aplicação das curvas compostas	10
2.4 - Cálculo do ponto de estrangulamento energético (PINCH POINT)	12
2.5 - O significado do ponto de estrangulamento energético (PINCH POINT)	14
2.6 - Síntese básica da rede de trocadores	16
2.6.1 - Divisão de correntes	18
2.7 - Número mínimo de unidades de troca térmica	20
2.8 - Área mínima de transferência de calor	26
2.8.1 - Cálculo da área mínima quando os coeficientes de transferência de calor são muito diferentes	28
2.9 - Otimização do ΔT_{min}	30
2.10 - Análise do problema remanescente	34
2.11 - Ajuste de processos em operação	36
2.11.1 - Filosofia do Retrofit	37
2.11.2 - Procedimento Alvo	40
2.11.3 - Procedimento para o Retrofit	42
2.11.4 - Análise de um caso	43
CAPÍTULO 03	49
DESCRIBÇÃO DO PROCESSO	50
3.1 - Produção de Óleo	51
3.2 - Unidade de Dessulfurização	54
3.3 - Sistema de Compressão principal de gás natural	58
CAPÍTULO 04	61
METODOLOGIA PROPOSTA	62
4.1 - Descrição da metodologia proposta	65

CAPÍTULO 05	70
RESULTADOS	71
5.1 - Produção de óleo	72
5.2 - Unidade de Dessulfurização	75
5.3 - Sistema de Compressão principal de gás natural	80
5.4 - Integração dos sistemas	81
5.4.1 - Integração da Unidade de Dessulfurização com o Trem A de Produção	83
5.4.2 - Integração do sistema de compressão com o Trem B de Produção	85
5.4.3 - Integração da Unidade de Dessulfurização com óleo das plataformas satélites	87
5.4.4 - Integração do sistema de compressão com óleo das plataformas satélites	89
CAPÍTULO 06	92
CONCLUSÕES E SUGESTÕES	93
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	97

CAPITULO 01

INTRODUÇÃO

A Plataforma de Pampo foi projetada e construída no início da década de 80 e entrou em operação em 1984. O projeto foi concebido de acordo com uma filosofia que previa pouca integração energética, isto porque o custo da utilidade não era relevante em relação ao custo do que estava sendo processado. No caso de plataforma, isto diz respeito ao gás natural que está sendo queimado para produzir utilidade quente e energia elétrica.

As condições atuais são bastante diferentes. O sistema de geração de calor (aquecedores) estará subdimensionado, devido à previsão de novos poços e ao aumento da produção de água. Para atender a demanda futura de calor, faz-se necessário investimento na geração de calor e/ou reprojeto “retrofit” do sistema existente.

Na Plataforma de Pampo, um reprojeto com a aplicação do conceito da “Análise Pinch” pode trazer muitos ganhos, pois certamente não necessitará de ampliação dos aquecedores. Só para se ter uma idéia, no P-00111 (condensador de topo da unidade de dessulfurização) são descartados 3,5 kW de calor latente a 110 °C. Nos turbo-compressores, e nos resfriadores de baixa e alta são eliminados 10,67 kW via utilidade fria.

No geral, existe mais calor para ser cedido pelas correntes quentes, do que calor para ser absorvido pelas correntes frias.

Para a análise e reprojeto do ajuste na planta da Plataforma de Pampo foi elaborada uma proposta de metodologia alternativa à existente na literatura. No final trabalho foi apresentado um quadro de viabilidade das melhores alternativas de ajuste que poderá ser implementado.

No desenvolvimento do trabalho foram utilizados os softwares Supertarting da Linnhoff March Co., o PTT desenvolvido na PETROBRAS e o HYSIM para a simulação dos trocadores.

CAPÍTULO 02

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

Até a década de setenta muito pouco se falou em otimização energética nas instalações industriais. Com a primeira crise do petróleo, que começou com a guerra no Golfo Pérsico em 1973, o preço do barril de petróleo passou de 2 para 13 dólares, atingindo 35 dólares no início do anos 80 com a segunda crise. Isto pode ser visualizado na Figura 01.

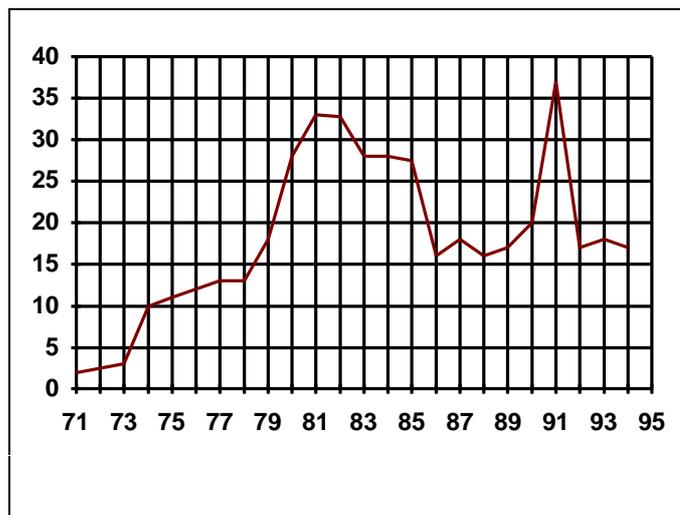


Figura 01 - Custo do Petróleo em US\$/barril

Assim, as plantas de processo que dependem de utilidades, principalmente as quentes, tiveram um aumento considerável no custo de processamento. Uma atenção muito grande passou a ser dada à otimização destes processos. No final dos anos setenta e sobretudo nos anos oitenta, centenas de artigos foram publicados nesta área.

Nos primeiros trabalhos, vários problemas foram designados de acordo com o número de correntes presentes e passaram a servir de padrão de comparação entre os diversos métodos que foram sendo publicados. Uma maior interação com os problemas industriais passou a ser possível com o desenvolvimento da Técnica do Ponto de Estrangulamento ("Pinch Technology"), desenvolvida por Linnhoff e seus colaboradores, a partir dos anos 80.

A revisão apresentada por GUNDERSEN e NAESS (1988) sobre o assunto tem mais de duzentas referências.

Hoje existem programas computacionais desenvolvidos por universidades e empresas que permitem a realização de projetos completos de unidades industriais. Exemplos disto são o programa Supertarting da Linnhoff March Co., o PTT desenvolvido pela PETROBRAS, entre outros.

2.1 - REPRESENTAÇÃO DA REDE

A forma mais conveniente para a representação da rede de trocadores de calor foi proposta por LINNHOFF e FLOWER(1978), chamada de "GRID DIAGRAM" ou DIAGRAMA DE GRADE.

As correntes quentes são linhas horizontais com setas que apontam da esquerda para a direita. As correntes frias são linhas horizontais com setas que apontam da direita para esquerda. Os trocadores são representados por dois círculos conectados por uma linha horizontal. Aquecedores, fornos, refervedores, etc. podem ser representados por um círculo com a letra A. Resfriadores e condensadores podem ser representados pela letra R. Abaixo de cada círculo é indicada a carga térmica do equipamento, e acima da linha horizontal é indicada a temperatura.

Na figura 02 está representada uma rede de trocadores de calor composta por duas correntes quentes e duas correntes frias.

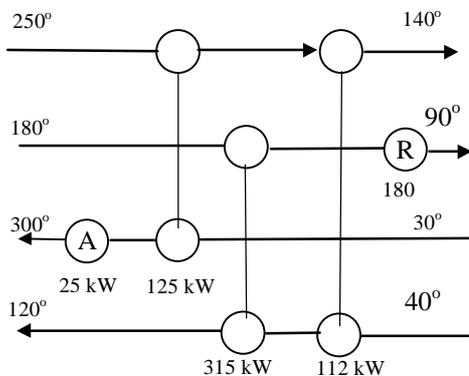


Figura 02 - Representação de uma rede.

2.2 - DETERMINAÇÃO DAS CURVAS COMPOSTAS

Na figura 03, apresenta-se uma corrente que está sendo aquecida da temperatura T_e até a temperatura T_s .

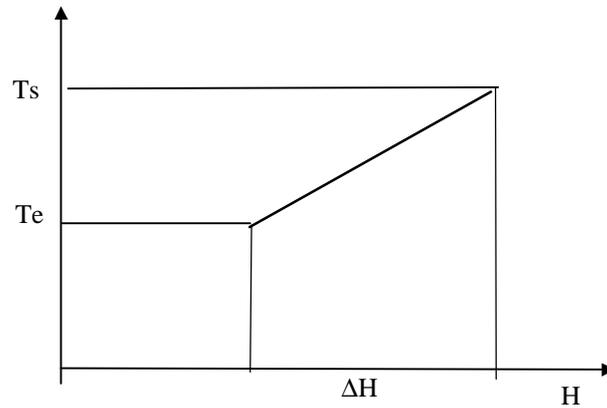


Figura 03 - Diagrama de Temperatura X Entalpia para uma corrente fria

Fazendo o balanço de energia em um trocador, sabe-se que o calor trocado é igual a variação de entalpia, dado pelas equações abaixo:

$$Q = \Delta H = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (1)$$

mas

$$m \cdot C_p = CP \quad (2)$$

$$Q = CP \cdot \Delta t = CP \cdot (T_s - T_e) \quad (3)$$

Como o objetivo é calcular a variação da entalpia, a curva poderá ser desenhada em qualquer ponto ao longo do eixo da entalpia, mantendo a inclinação e suas temperaturas de entrada e saída.

Pode-se fazer esta análise considerando que três correntes estão sendo resfriadas, conforme figura 04.

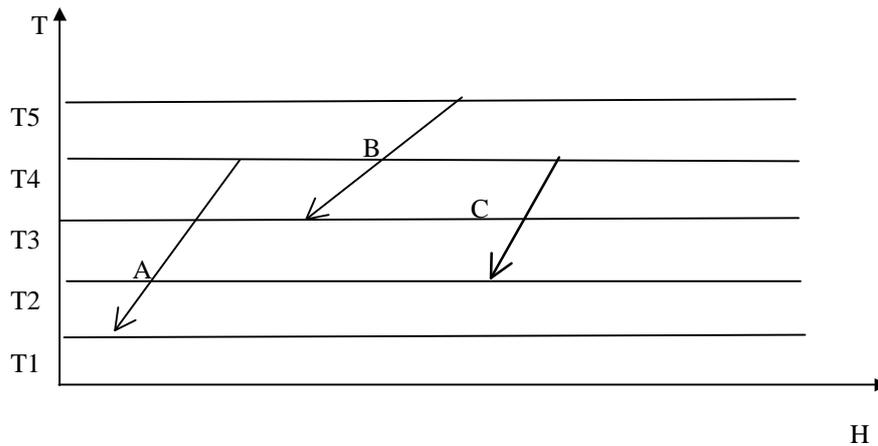


Figura 04 - Diagrama Temperatura X Entalpia para três correntes quentes

No intervalo T1 a T2 só o fluido A está presente. A variação de entalpia será dada por

$$\Delta H1 = C_{Pa} (T1 - T2) \quad (4)$$

Para o intervalo T2 a T3 estão presentes dois fluidos. Tem-se:

$$\Delta H2 = (C_{Pa} + C_{Pc}) (T2 - T3) \quad (5)$$

Para o intervalo T3 a T4, estão presentes os três fluidos. Tem-se:

$$\Delta H3 = (C_{Pa} + C_{Pb} + C_{Pc}) (T3 - T4) \quad (6)$$

E finalmente

$$\Delta H4 = C_{Pb} (T4 - T5) \quad (7)$$

Colocando todas variações de entalpia dos três fluidos no mesmo diagrama, obtém-se a curva composta para as correntes quentes. A figura 05 mostra esta curva.

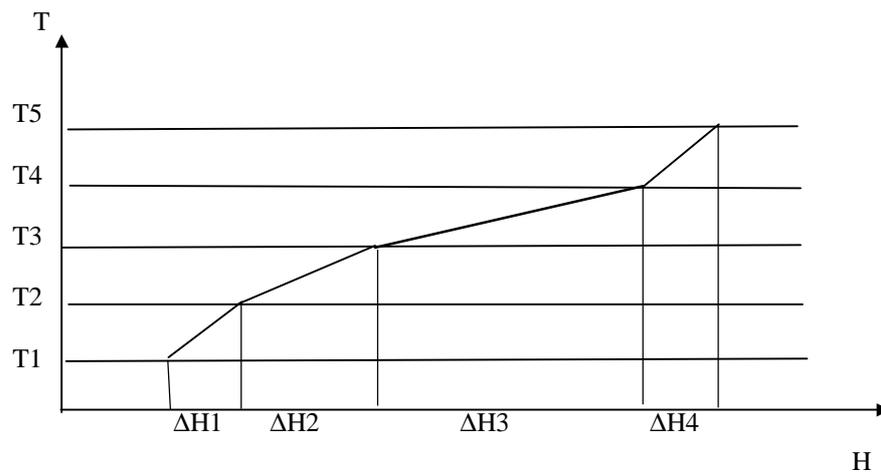


Figura 05 - Curva composta para o fluido quente

Procedimento análogo pode ser feito para os fluidos frios. Quando se coloca as curvas compostas dos fluidos frios no mesmo gráfico, obtém-se a quantidade total de calor que poderá ser trocado e a demanda mínima de utilidades ("Target" ou meta) em função do ΔT mínimo. A figura 06, mostra uma curva composta para ambos os fluidos.

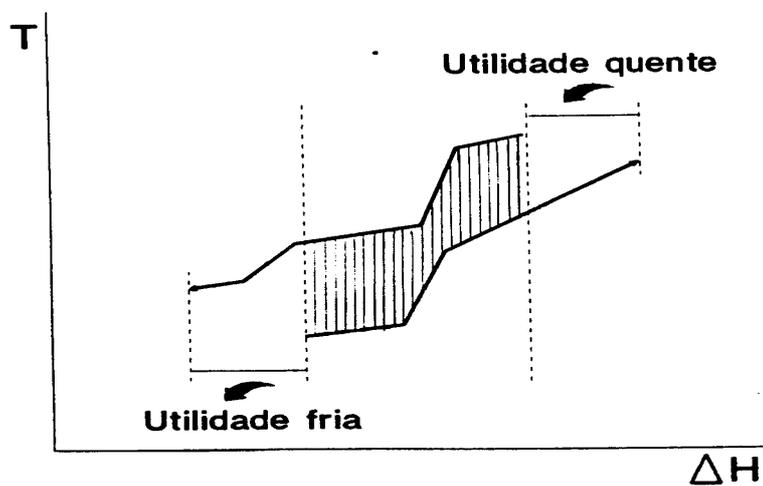


Figura 06 - Curva composta típica

2.3 - APLICAÇÃO DAS CURVAS COMPOSTAS

Será feita a análise de 3 casos. No primeiro será visto um processo sem troca térmica ou sem interação entre as correntes frias e quentes. Neste caso, o fluido quente necessita de toda a sua carga de energia em forma de utilidade fria e o fluido frio necessita de utilidade quente para seu aquecimento. A figura 07 mostra as curvas compostas.

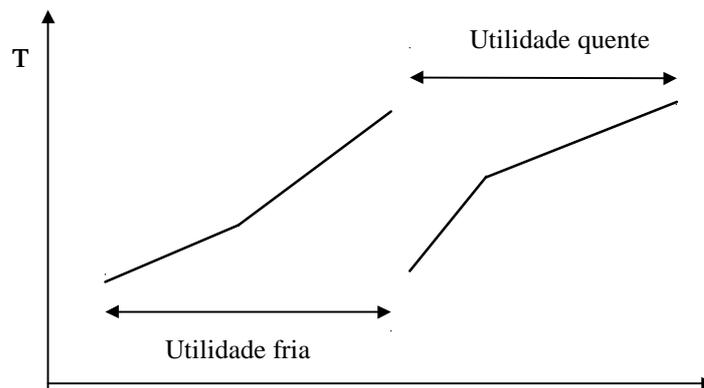


Figura 07 - Curva composta para o processo sem integração energética

No segundo caso, ocorre troca de calor entre o fluido quente e fluido frio. Quanto maior a troca de calor, mais a curva do fluido frio será deslocada para a esquerda. Verifica-se que o consumo de ambas as utilidades diminui. A figura 08 mostra as curvas compostas quando ocorre troca de calor entre os fluidos.

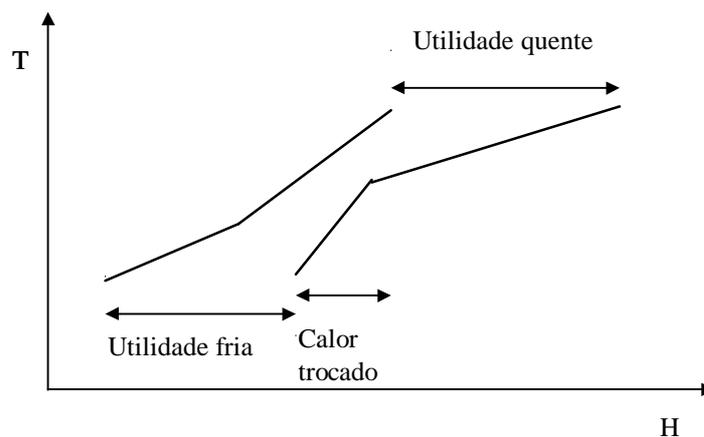


Figura 08 - Curva composta com interação entre os fluidos

No terceiro caso é possível verificar que a troca máxima de energia entre as correntes do processo é limitada, pois foi atingido o limite termodinâmico.

Isto porque as duas curvas se tocam, e ΔT_{\min} é zero. A figura 09 mostra tal fato. Pode-se verificar que a máxima troca de calor proporciona o mínimo consumo de utilidades, mas a área de troca térmica tende para o infinito.

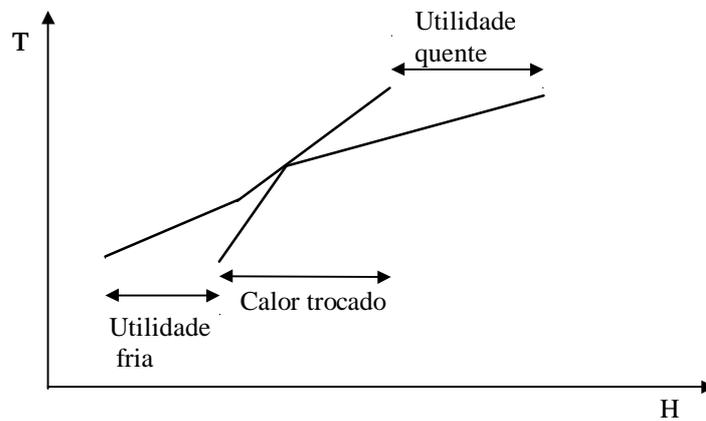


Figura 09 - Curva composta quando atinge o limite termodinâmico

O ponto onde ocorre o limite termodinâmico, chamamos de Ponto de estrangulamento energético ou "Pinch Point".

2.4 - CÁLCULO DO PONTO DE ESTRANGULAMENTO ENERGÉTICO “PINCH POINT”.

Neste item, vamos determinar a temperatura do "Pinch Point", e o consumo mínimo de utilidades. Não será discutido se o ΔT_{min} é o ΔT_{min} ótimo.

Existe um procedimento, conhecido por Tabela do Problema ou “Problem Table”, que foi desenvolvido por LINNHOFF e FLOWER (1978), sendo depois aperfeiçoado.

A seguir, apresenta-se os principais passos do método:

i. Definir as temperaturas alteradas (T^*)

Uma vez estabelecido o ΔT_{min} , será calculada a temperatura para o fluido quente usando:

$$T^* = T - \Delta T_{min} / 2 \quad (8)$$

para o fluido frio esta temperatura será:

$$T^* = T + \Delta T_{min} / 2 \quad (9)$$

Quando se trabalha com temperaturas alteradas, garante-se a existência do ΔT_{min} entre as correntes em qualquer ponto e o ΔT_{min} no ponto de estrangulamento.

ii - Realizar balanço térmico nos intervalos de temperatura

$$\Delta H = \Sigma CP * \Delta T \quad (10)$$

onde

$$\Sigma CP = \Sigma CP_{frios} - \Sigma CP_{quentes} \quad (11)$$

Para cada intervalo, o ΔH pode ser negativo ou positivo. Caso seja negativo, existe um saldo de energia. Se for positivo, o ΔH da corrente fria é maior que da corrente quente, e neste caso, existe um déficit de energia.

iii - Em cada intervalo, o balanço de energia é fechado e pode ser usada utilidade quente ou fria para suprir as necessidades. O que normalmente se faz, no entanto, é a utilização do saldo de energia do intervalo superior para o intervalo inferior.

iv - Definir a cascata positiva

Após realizar o balanço de energia em cada intervalo, tem-se a cascata de energia. Quando na cascata de energia existe um valor negativo é porque neste intervalo existe um déficit. Será necessário fornecer utilidade quente ou a utilização de energia de um intervalo superior.

Para facilitar a confecção das curvas compostas, escolhe-se o intervalo de maior déficit e suprime-se a necessidade de utilidade no primeiro intervalo.

v - Plotar as curvas compostas.

2.5 - O SIGNIFICADO DO PONTO DE ESTRANGULAMENTO "PINCH POINT".

Para entender o significado do ponto de estrangulamento, divide-se o diagrama T x H em duas partes, uma abaixo e outra acima do ponto de estrangulamento. Isto é apresentado na Figura 10.

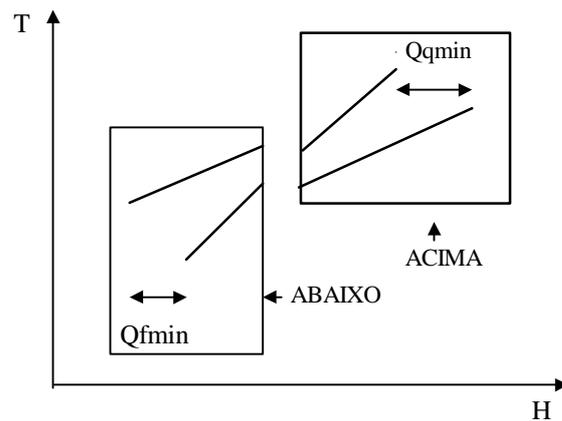


Figura 10 - Diagrama T x H dividido acima e abaixo do "Pinch"

O processo acima do ponto de estrangulamento pode ceder energia ao processo abaixo, mas nunca o processo que está abaixo do ponto de estrangulamento poderá ceder energia para o processo que está acima.

É possível que o processo que está acima do ponto de estrangulamento ceda calor para o processo que está abaixo. Isto não é recomendado, pois o consumo mínimo de utilidades, ocorre quando a passagem de calor pelo Ponto de estrangulamento energético for nula.

Se passar uma quantidade de utilidade quente Q_a pelo ponto de estrangulamento, deve-se ceder ao processo acima $Q_a + Q_{qmin}$ de utilidade quente para que o balanço térmico seja satisfeito. A energia que passou no ponto de estrangulamento deve ser retirada no processo abaixo. Será necessário $Q_{fmin} + Q_a$ de utilidade fria. A figura 11 ilustra esta possibilidade.

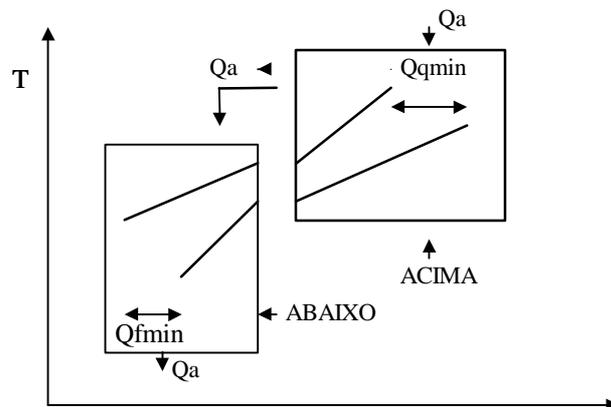


Figura 11 - Processo com energia cruzando o "Pinch Point"

Outra hipótese não recomendável é a utilização de utilidade fria acima do ponto de estrangulamento. A sua utilização implica no aumento do consumo da mesma quantidade de utilidade quente.

O uso de utilidade quente abaixo do ponto de estrangulamento, também implica na utilização extra da mesma quantidade em utilidade fria.

Resumindo, para manter o consumo de utilidades dentro do mínimo previsto, deve-se:

- | |
|---|
| i. Não transferir calor através do "pinch". |
| ii. Não usar utilidade fria acima do "pinch". |
| iii. Não usar utilidade quente abaixo do "pinch". |

2.6 - SÍNTESE BÁSICA DE REDES DE TROCADORES

Vamos supor o seguinte exemplo para análise composta de 3 correntes localizadas acima do “pinch”:

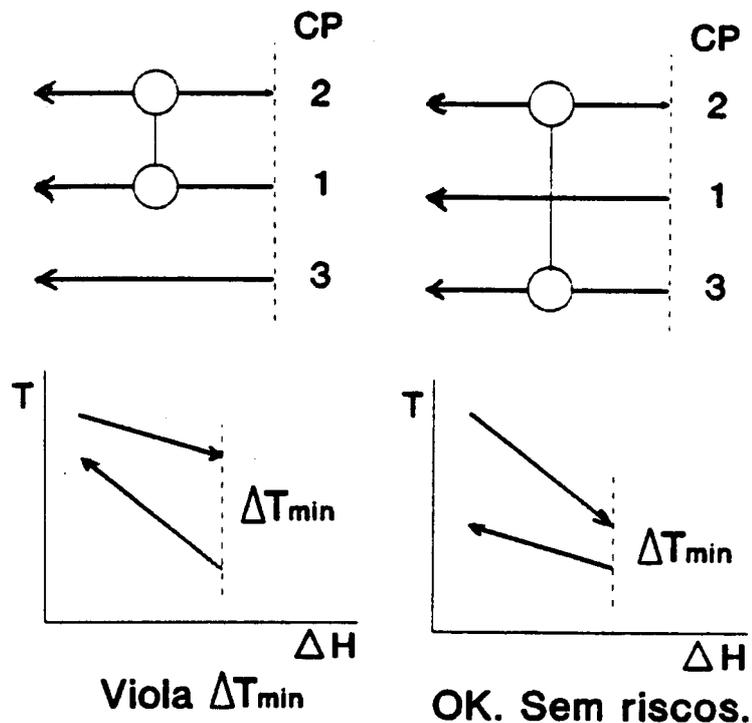


Figura 12 - Representação da variação do CP no diagrama T x ΔH.

Na figura 12, no lado esquerdo, o CP da corrente que está entrando (Quente) no “pinch” é maior do que a corrente que está saindo (fria). Neste caso, observa-se que este arranjo viola o princípio do ΔT_{min}.

Na figura 12, no lado direito, a corrente que entra (quente) tem CP menor do que a corrente que está saindo (fria), e a troca ocorre sem risco.

Portanto, acima do “pinch”, os trocadores devem apresentar:

$$CP_{\text{frio}} \geq CP_{\text{quente}}$$

Generalizando, para atender o princípio do ΔT_{min} , os trocadores junto ao “pinch”, devem apresentar CP do fluido que sai maior do que o CP do fluido que entra.

$$CP_{sai} \geq CP_{entra}$$

Na síntese de rede de trocadores de calor, algumas regras devem ser seguidas; conforme LINNHOFF e HINDMARSCH (1983):

- i. Dividir o processo em duas partes distintas, abaixo e acima do “pinch”, e tratá-las isoladamente.
- ii. Mover-se a partir do “pinch”, definindo os trocadores próximos deste. Começar pelas correntes que entram, escolhendo as de maior CP. Para atendê-las procurar correntes saindo de maior CP (na inexistência desta, a corrente que entra deve ser dividida em ramais.)
- iii. Maximizar a carga térmica do trocador. Procurar eliminar uma das correntes. Evitar um grande número de trocadores.
- iv. Depois de concluir os trocadores vizinhos ao “pinch”, fazer os demais e verificar a violação do ΔT_{min} .
- v. Só apelar para utilidades, quando não houver mais correntes de processo disponíveis.

2.6.1 - DIVISÃO DE CORRENTES

Para identificar a necessidade do uso de ramais, vamos utilizar o exemplo abaixo, cuja representação encontra-se na Figura 13.

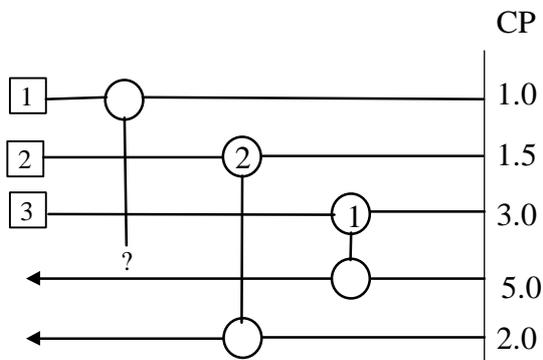


Figura 13 - Diagrama de grade

O trocador 1 servirá as correntes 3 e 4, o trocador 2 servirá as correntes 2 e 5. Mas falta uma corrente saindo do “pinch” para o trocador 3. Utilizar utilidade fria para satisfazer a corrente 1, fatalmente implicará em exceder o consumo mínimo.

Neste caso, a solução proposta é dividir a corrente 4, conforme a Figura 14.

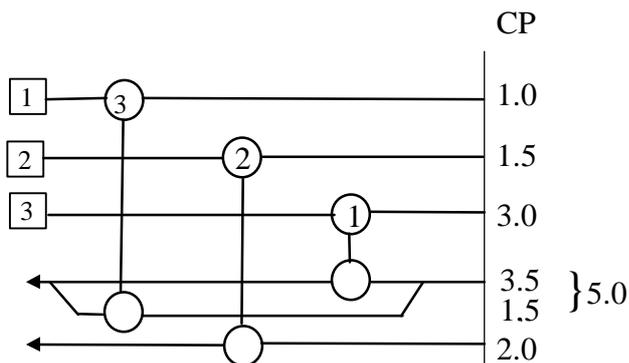


Figura 14 - Rede com ramal

Utiliza-se ramais sempre que o número de correntes que sai do “pinch” for menor que o número de correntes que entra ou para atender a desigualdade de CPs.

Como regra básica, deve-se:

- i. Dividir uma ou mais correntes que saem em um ou mais ramais paralelos, conforme a necessidade.
- ii. Observar que podem existir alternativas de correntes saindo do “pinch” . Procurar eliminar uma das correntes. Verificar a violação do ΔT_{min} . Neste caso, vale a regra da desigualdade do CP.

$$CP_{sai} \geq CP_{entra} \text{ no "pinch"}$$

- iii. Se a corrente dividida oferecer flexibilidade de CPs nos ramais, usá-la para otimizar o resultado final.

2.7 - NÚMERO MÍNIMO DE UNIDADES DE TROCA TÉRMICA

O Teorema Geral de Euler, adaptado a redes de trocadores de calor, conforme apresentado por LINNHOFF et al (1982), estabelece que:

$$U_{\min} = N + L - S \quad (12)$$

onde,

U_{\min} = número mínimo de unidades;

N = número total de correntes (processo + utilidades);

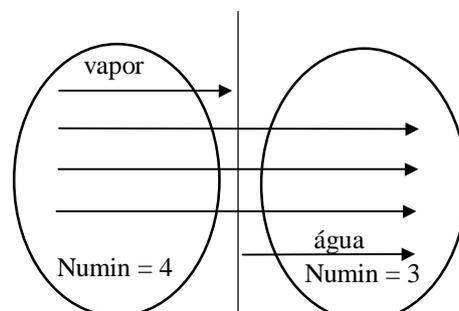
L = número de ciclos ("loops");

S = número de subconjuntos independentes.

As redes normalmente encontradas na prática são inteiramente conectadas e, portanto, $S = 1$. O número mínimo de unidades é obtido quando não há ciclos na rede, ou seja, $L = 0$. Desta forma a equação 12 se reduz a:

$$U_{\min} = N - 1 \quad (13)$$

Em problemas onde se busca a máxima recuperação de energia, isto é, onde não ocorre troca através do "pinch", para o cálculo do U_{\min} , divide-se o processo em duas partes independentes, conforme apresentado na Figura 15.



$$Numin, pinch = 7 > Numin = 5$$

Figura 15 - Representação das correntes

O número de unidades que atende à máxima recuperação de energia é $3 + 4 = 7$ unidades. No entanto, algumas correntes fazem parte dos dois subsistemas, o que tende a aumentar o número mínimo de unidades requeridas caso fosse considerado um único sistema. Neste caso,

$$U_{\min} = 6 - 1 = 5$$

Isto acontece, porque no cálculo as correntes que cruzam o ponto de estrangulamento energético são contadas duas vezes.

A diferença do número de unidades que ocorre quando considerada a máxima recuperação de energia, ou seja, 7, e quando considerado um único sistema, ou 5, é o número de laços ou "loops" existente.

$$U_{\min\text{Pinch}} = U_{\min} + L \quad (14)$$

Para trabalhar com o número mínimo de unidades, deve-se eliminar os laços. Reduzir os laços quase sempre implica no aumento de utilidades quentes e frias ou violar o ΔT_{\min} , o que aumenta a área total porque diminui a força motriz entre os trocadores da rede.

Reduzir o número de unidades pode trazer vantagens econômicas no investimento e simplificar operacionalmente a rede, mas o custo total (investimento + operacional) deve ser analisado.

Para exemplificar a eliminação de um laço, usaremos o exemplo apresentado por HERKENHOFF (1994). Consideremos uma rede com um ΔT_{\min} de 10°C , como mostrado na Figura 16.

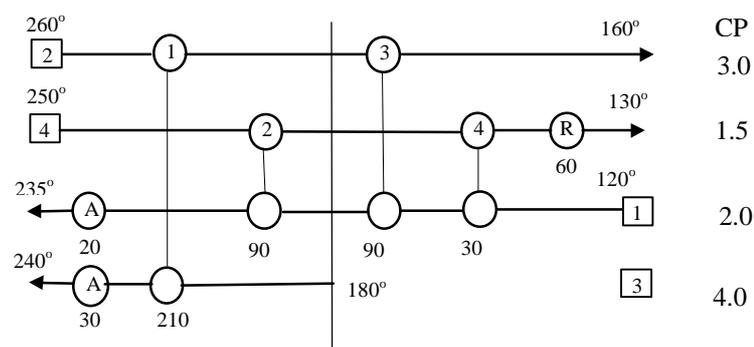


Figura 16 - Diagrama de rede

No lado esquerdo do diagrama, temos 4 correntes de processo e uma de utilidade quente (vapor). Logo:

$$U_{\min} = 5 - 1 = 4$$

No lado direito, temos 3 correntes de processo e uma de utilidade fria. Logo

Logo

$$U_{\min} = 4 - 1 = 3$$

Analisando como sistemas independentes, seriam necessários 7 trocadores para realizar a troca considerando a máxima recuperação de energia. Se analisarmos o caso como se fosse uma unidade, teríamos 4 correntes de processo e 2 correntes de utilidades. Neste caso teríamos:

$$U_{\min} = 6 - 1 = 5$$

então concluímos pela existência de dois laços, conforme apresentados na Figura 17.

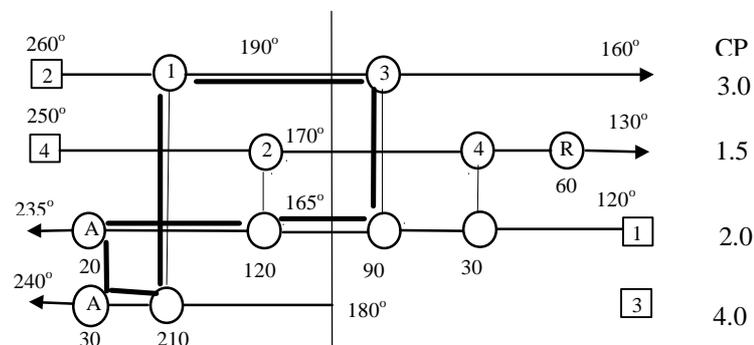


Figura 17 - Identificação dos dois laços

O primeiro laço que está mais visível é formado pelos trocadores 2 e 4. O segundo laço é formado pela utilidade quente e os trocadores 1 e 3.

Para eliminar o laço 1, vamos eliminar o trocador 4, movimentando a sua carga para o trocador 2, como mostrado na Figura 18.

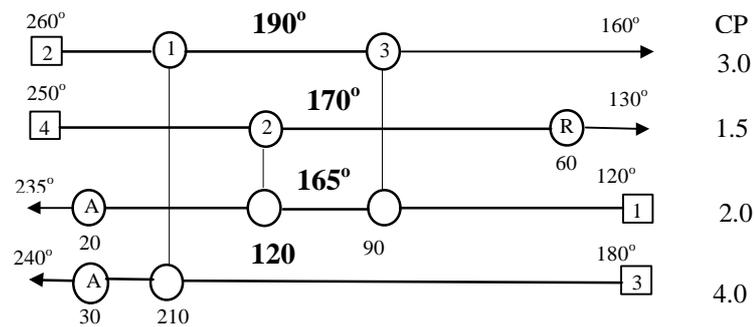


Figura 18 - Rede com laço 1 eliminado.

Quando se verifica temperaturas, observa-se que o trocador é possível termodinamicamente, mas a temperatura no terminal frio do trocador viola o ΔT_{min} que é 10°C . A Figura 19 mostra claramente isto.

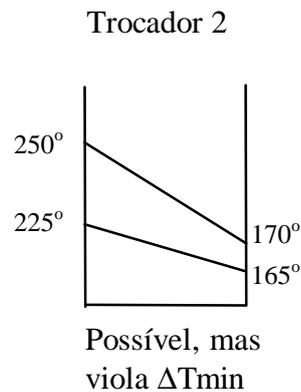


Figura 19 - Temperaturas do trocador 2.

Para restaurar o ΔT_{min} , teremos que aumentar o consumo das utilidades. Vamos chamar de X o valor da carga térmica que será diminuída do trocador 2 e aumentada nas utilidades, como pode ser visto na Figura 20.

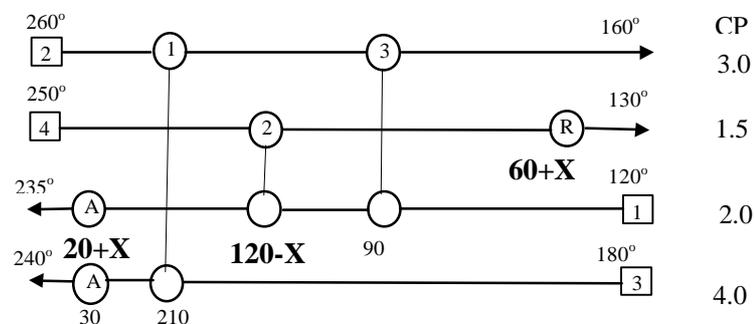


Figura 20 - Indicação da relocação da carga X

$$T_4 = 130 + (60 + X)/1.5$$

$$T_1 = 235 - [(20 + X) + (120 - X)]/2.0$$

$$T4 - 10 = T1$$

Resolvendo este sistema de 3 equações e 3 incógnitas, encontra-se que $X = 7.5$, $T4 = 175 \text{ °C}$ e $T1 = 165 \text{ °C}$. O novo arranjo é mostrado na figura 21.

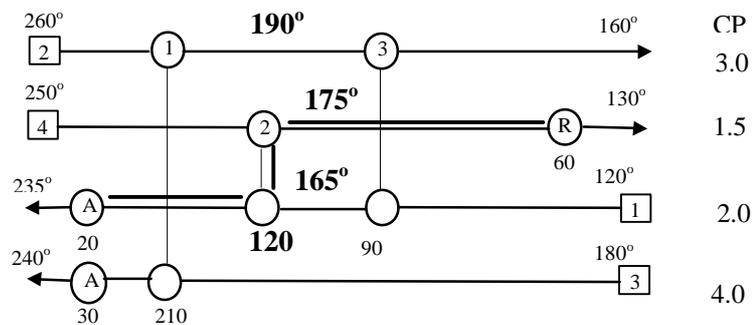


Figura 21 - Rede após rearranjo das cargas.

Ainda explorando este exemplo, deve-se alterar a carga do aquecedor da corrente 3, como na Figura 22.

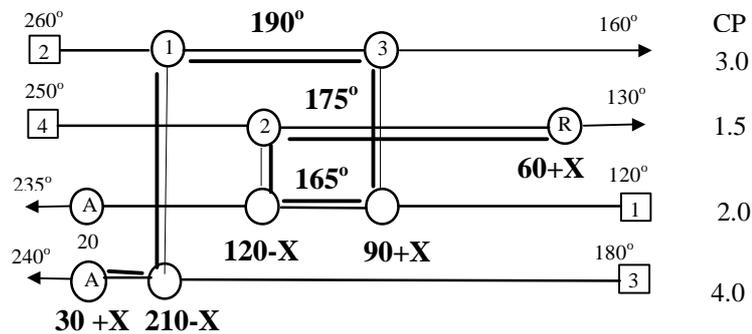


Figura 22 - Novo rearranjo das cargas

$$T1 = 120 + (90 + X)/2.0$$

$$T4 = 250 - (120 - X)/1.5$$

$$T4 = T1 + 10$$

Resolvendo o sistema chega-se aos seguintes valores: $T1 = 180$, $T4 = 190$ e $X = 30$. O novo rearranjo considerando este caminho pode ser visto na figura 23.

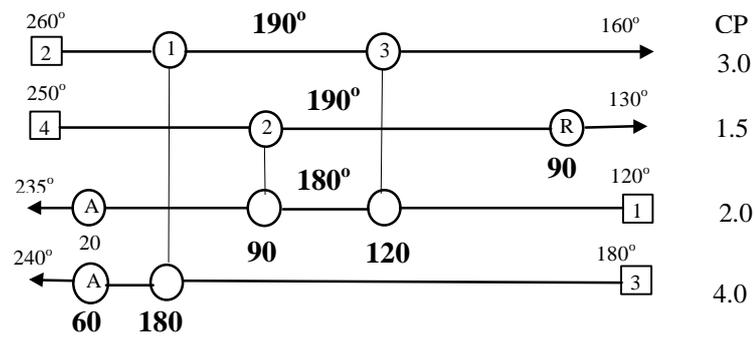


Figura 23 - Rede após eliminar trocador 4

Observa-se que o caminho utilizado para restaurar o ΔT_{min} pode levar a diferentes consumos de utilidades.

O mesmo procedimento poderá ser utilizado para eliminar o laço 2.

2.8 - ÁREA MÍNIMA DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR

O cálculo da área mínima de transferência de calor de uma rede foi inicialmente estudado por HOHMANN (1971), NISHIDA et al (1971) e UMEDA et al (1978), que discutiram os diferentes coeficientes de troca de calor e custo unitário de área.

Quando todos os coeficientes de transferência de calor são constantes, a troca é vertical e o fluxo é contra corrente, e pode-se assumir a seguinte equação para o cálculo da área mínima:

$$A_{min} = \int_0^{DQ} \frac{dQ}{U (T_h - T_c)} \quad (15)$$

Analisando a Figura 24, a equação 15 pode ser transformada na somatória dada pela equação 16.

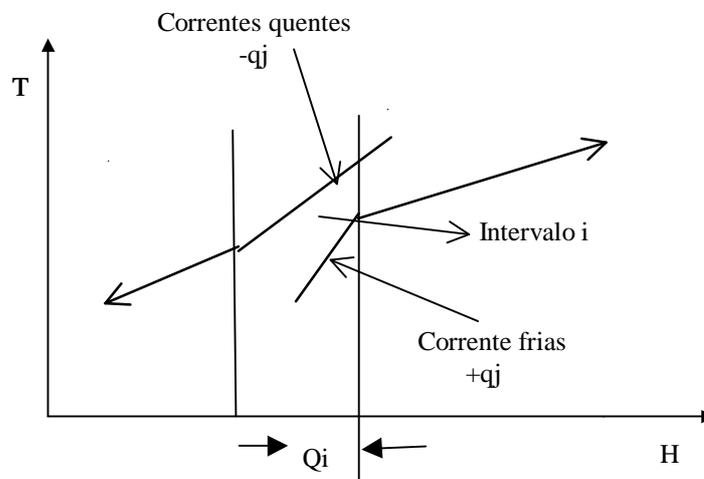


Figura 24 - Intervalo da curva composta para cálculo do A_{min}

$$A_{min} = \frac{1}{U} \sum_j \frac{Q_j}{\Delta T \ln j} \quad (16)$$

onde: Q_j = Energia térmica em cada um dos intervalos da curva composta

$\Delta T \ln j$ = Média logarítmica da diferença de temperatura para cada intervalo e fluxo contracorrente.

Em trocadores com fluxo contra corrente, a área será mínima quando a transferência for vertical, pois a força motriz será máxima. A Figura 25 mostra quando a transferência é vertical. A Figura 26 mostra quando a transferência é cruzada.

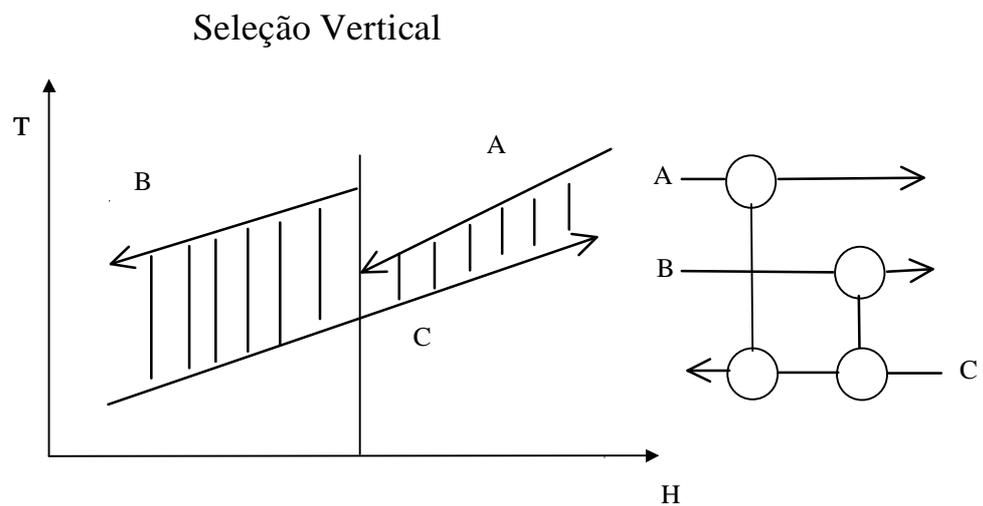


Figura 25 - Transferência de calor vertical

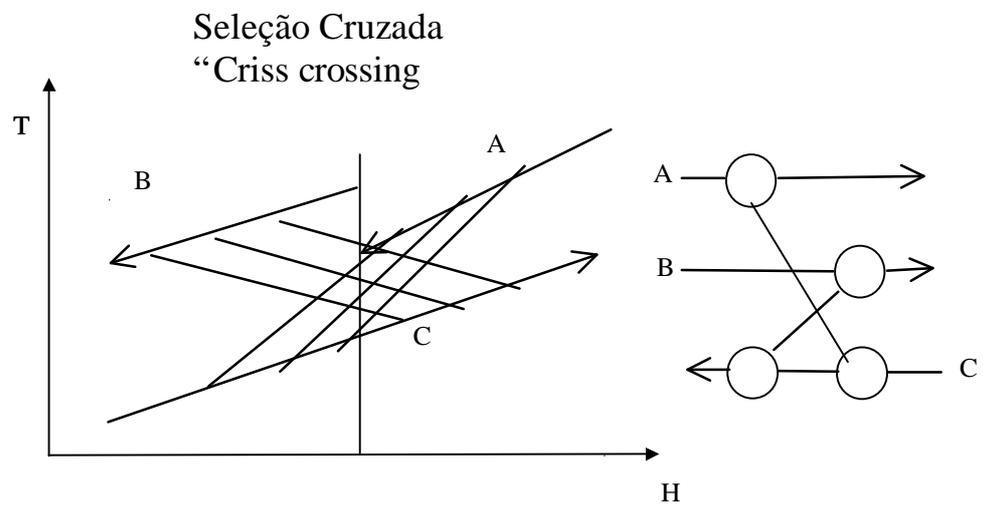


Figura 26 - Transferência Cruzada

2.8.1 - CÁLCULO DA ÁREA MÍNIMA QUANDO OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR SÃO MUITO DIFERENTES

TOWNSEND e LINNHOFF (1984) mostraram um novo método para o cálculo da área mínima quando são considerados os coeficientes individuais das correntes:

$$A_{min} = \Sigma(1/\Delta T_{ln_i}) \Sigma(Q_j/H_j) \quad (17)$$

Para o cálculo do coeficiente global de troca térmica, utilizamos as equações abaixo.

$$1 / H_i = 1 / h_i + R_{fi} \quad (18)$$

$$1 / H_o = 1 / h_o + R_{fo} \quad (19)$$

$$1 / U = 1 / (1/H_i + 1/H_o) \quad (20)$$

onde:

h_i = coeficiente de película do lado do tubo;

h_o = coeficiente de película do lado do casco;

R_{fi} = fator de incrustação do lado do tubo;

R_{fo} = fator de incrustação do lado do casco;

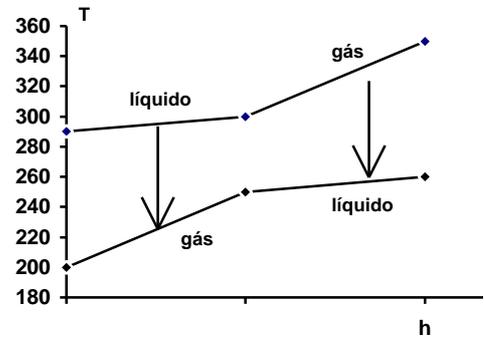
U = coeficiente global para o trocador.

Quando a transferência de calor ocorre entre correntes com coeficientes de película muito diferentes, pode-se ter casos em que a área da troca vertical é menor do que a troca cruzada. Isto pode ser visualizado na Figura 27.

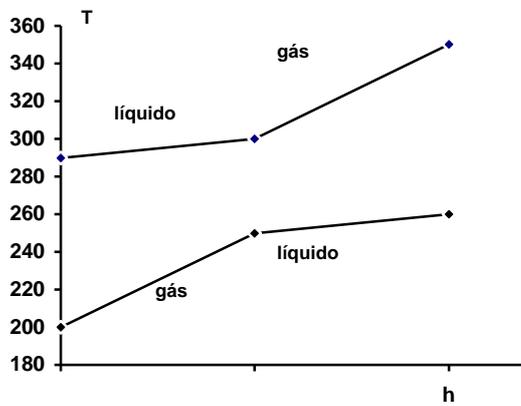
Este é outro aspecto que deve ser analisado quando trabalhamos com líquido e vapor. Normalmente existe uma diferença muito grande entre os coeficientes de troca térmica do vapor e do líquido. Isto resulta em trocadores muito grandes.

Dados do exemplo				
	Te (°C)	Ts (°C)	CP (kW/°C)	H (W/°C.m ²)
Gás	350	300	10	0,01
Líquido	300	290	50	0,10
Gás	200	250	10	0,01
Líquido	250	260	50	0,10

Troca Vertical
↗



A troca vertical leva a uma área de 1616 m²



A troca cruzada leva a uma área de 1250 m²

Troca cruzada
↘

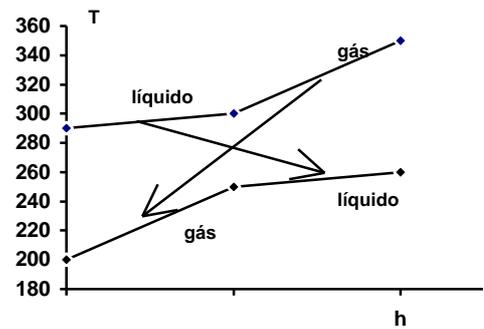


Figura 27 - Influência do tipo de troca

2.9 - OTIMIZAÇÃO DO ΔT_{min}

A escolha da configuração ótima geralmente é impossível de ser feita em tempo hábil devido ao grande número de arranjos possíveis. Assim, por falta de um objetivo a alcançar, tornamo-nos dependentes da difícil arte de priorizar as alternativas mais promissoras, como forma de garantir que o menor custo obtido situe-se na faixa ótima de custos.

Mas, felizmente, é possível estabelecer os objetivos antes mesmo de começar a síntese da rede. Para isto, deve-se relacionar uma mesma variável aos custos de capital (trocador + instalações) e ao custo de energia. A variável escolhida é o ΔT_{min} .

A influência do ΔT_{min} sobre o consumo de utilidades e no cálculo da área mínima de uma rede de trocadores já foi bem estudada, e pode ser estimada com bastante confiabilidade. A Figura 28 mostra as variações do ΔT_{min} com a área mínima e consumo de utilidades.

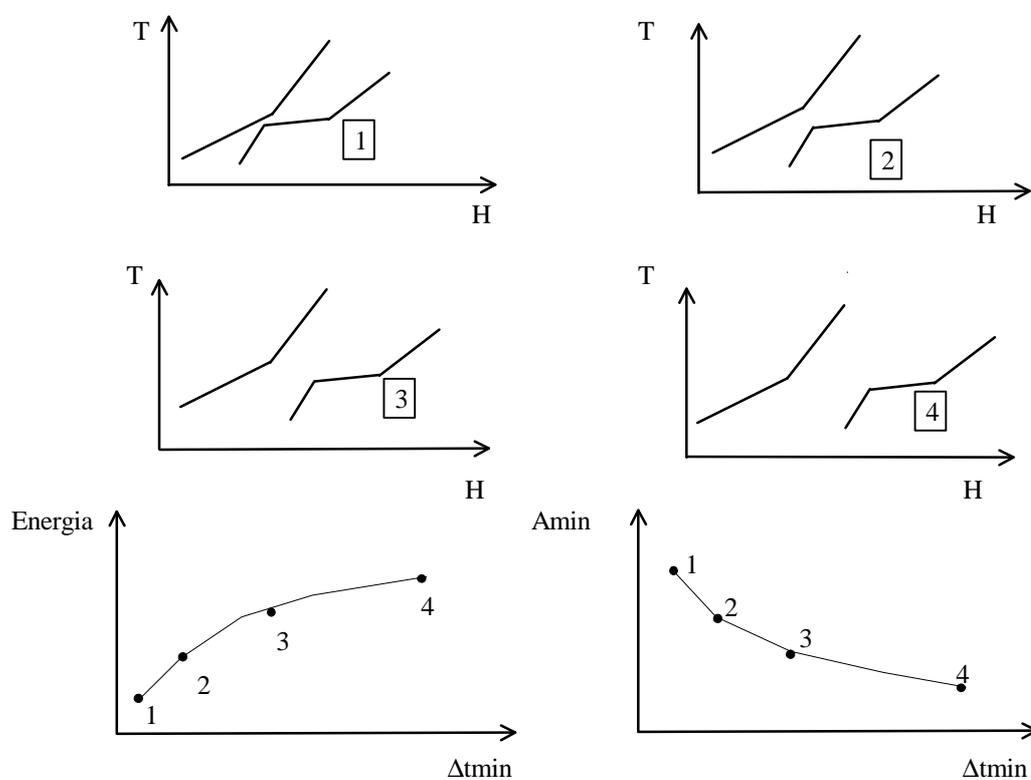


Figura 28 - Variação do ΔT_{min} com o consumo de utilidades e área mínima

Converter a área mínima no verdadeiro custo, no entanto, requer novas hipóteses. O custo de um trocador de calor pode ser estimado através de uma equação do tipo:

$$\text{Custo do trocador} = A + B \cdot \text{Área}^C \quad (21)$$

sendo:

Área = área de transferência de calor do trocador;

A = custo fixo de instalação;

B = constante de proporcionalidade da área sobre o custo;

C = constante que leva em conta a variação do aumento de área com os custo (normalmente está entre 0 e 1).

As três constantes devem levar em conta o material e o tipo do trocador.

Mesmo conhecendo a área mínima da rede, admitindo que todos os trocadores sejam do mesmo tipo e material, para calcular o custo mínimo da rede, necessitamos calcular o número mínimo de unidades (ou cascos)

$$\text{Área média} = \text{Área mínima} / \text{NU} \quad (22)$$

$$\text{Custo mínimo} = \text{Custo do trocador médio} * \text{NU} \quad (23)$$

onde:

NU = número mínimo de unidades ou cascos.

O número mínimo de unidades é afetado pelo ΔT_{\min} , pois define o número de correntes acima e abaixo do “pinch”. A Figura 29 mostra uma curva típica de variação do ΔT_{\min} com o número mínimo de cascos, que normalmente é estimado pelos programas dedicados ao cálculo de rede trocadores e otimização de troca térmica.

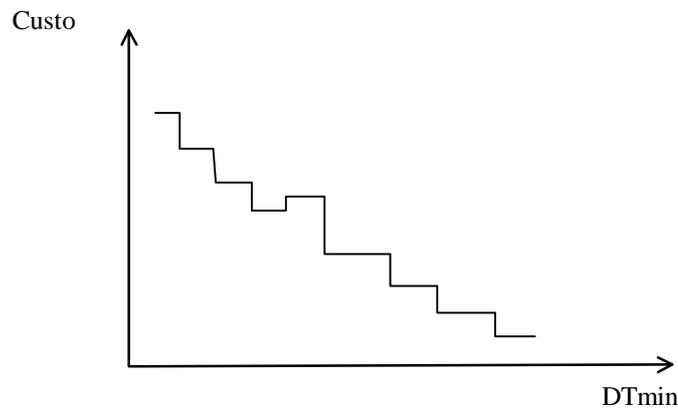


Figura 29 - Variação do número de unidades com ΔT_{min}

Assim, para cada ΔT_{min} , podemos estimar a área mínima da rede e o número mínimo de unidades (cascos), o que permite estimar o custo mínimo da rede.

O custo anual será a soma do custo de capital e dos custos das utilidades. O custo relativo ao capital deve ser amortizado anualmente utilizando uma taxa de atratividade e assumindo uma vida útil para o equipamento, no qual o capital é depreciado.

$$\text{Canual do Capital} = C_{\text{total da rede}} \frac{1}{T} (1 + i)^T \quad (24)$$

onde: i = taxa de atratividade;

T = vida útil dos equipamentos para a depreciação.

O Figura 30 mostra uma curva do custo total variando com ΔT_{min} .

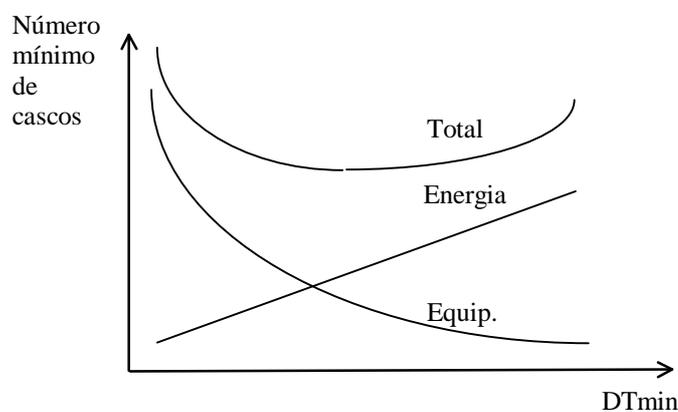


Figura 30 - Custo total X ΔT_{min}

Um grave problema evitado por um ponto de partida mais adequado é o chamado armadilha estrutural. Quando partimos de uma estrutura muito diferente daquelas que exibem custo próximo do ótimo, o processo evolutivo pode ser incapaz de conduzir à melhores estruturas, levando a atingir "ótimos locais". Isto pode ser observado na Figura 31.

Estas armadilhas ocorrem devido a uma falha do programa ou da metodologia usada na evolução das redes iniciais. Elas podem comprometer o resultado, se o ponto de partida não for adequado.

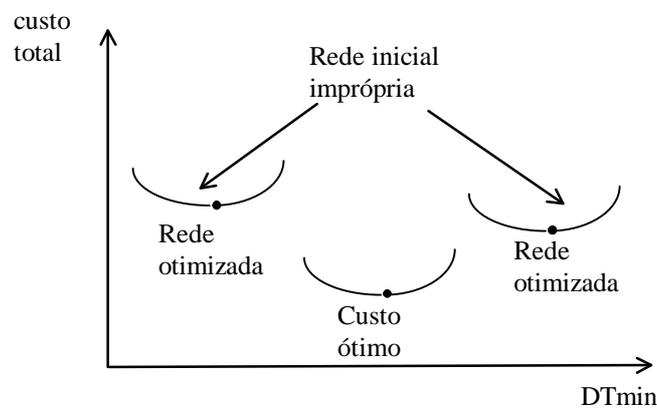


Figura 31 - Aspectos das curvas com armadilhas estruturais

2.10 - ANÁLISE DO PROBLEMA REMANESCENTE

Vimos que quando um trocador atende a troca vertical, pode-se obter uma rede com área próxima do objetivo (A_{min}). Esta verificação pode ser feita exclusivamente através do gráfico $\Delta T \times T_c$ (temperatura das corrente frias), como pode ser visto na Figura 32.

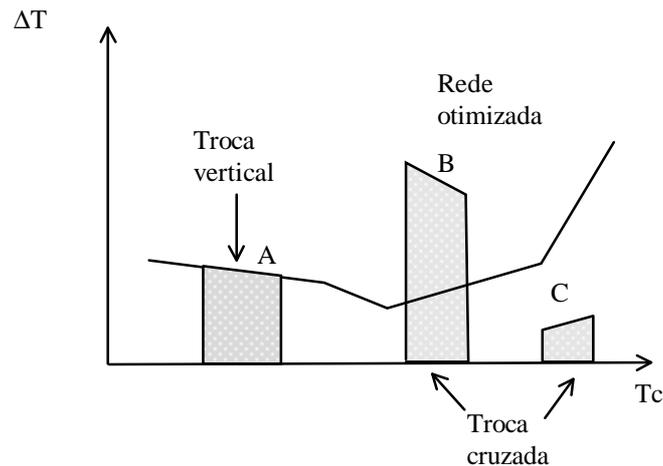


Figura 32 - Diagrama da força motriz - $\Delta T \times T_c$

Analisando as trocas de calor da Figura 32, pode-se afirmar:

- . Em C está ocorrendo uma troca vertical.
- . Em A está ocorrendo uma troca cruzada. Existe um abuso da força motriz local e pode sacrificar os demais trocadores.
- . Em B está ocorrendo uma troca cruzada. Existe um desperdício da força motriz e pode requerer uma área de troca maior e comprometer o objetivo final (A_{min}).

Infelizmente, embora valioso do ponto de vista QUALITATIVO, os gráficos de análise da força motriz revelam-se insuficientes como ferramenta QUANTITATIVA. Servem para indicar a melhor alternativa de trocador.

Por outro lado, admitindo que A e B são trocadores de uma rede, a Figura 33 indica o ponto ideal de limitação da troca (para a preservação da troca vertical).

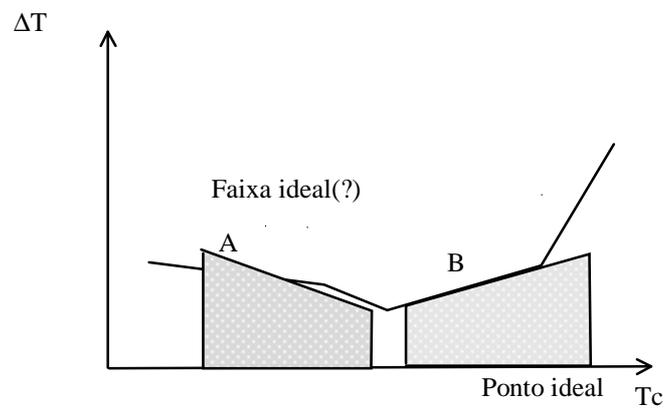


Figura 33 - Diagrama da força motriz com "trocadores" na faixa ideal

A análise do problema remanescente é uma ferramenta QUANTITATIVA tanto em termos de energia quanto de área (incluindo o número de unidades ou de cascos, para trocadores com múltiplas passagem). Ela permite facilmente monitorar os custos do resultado final, além de ser, durante a síntese, uma excelente fonte de consulta para selecionar os trocadores.

2.11 - AJUSTE DE PROCESSOS EM OPERAÇÃO (RETROFIT)

A revisão apresentada neste item 2.11, sobre o ajuste de plantas em operação, assim, como os exemplos apresentados foram obtidos do trabalho de TJOE e LINNHOFF (1986).

O ajuste de plantas em operação é um tanto imprevisível. Existem razões para isto. Uma suposição comum é usar um processo similar para fazer o ajuste de uma planta em operação. Um bom ajuste da planta explora oportunidades e pode levar a processos bastante diferente do projeto ótimo.

Deste modo, o projeto de ajuste de planta em operação é um desafio. Existem três correntes que abordam este assunto:

- i. Retrofit por inspeção. Avalia a planta e seleciona um projeto intuitivamente. O resultado nunca é totalmente correto. Existe usualmente uma dúvida remanescente. “Será esta a melhor resposta?”
- ii. Pesquisa Computacional. Quem possui programas computacionais de síntese de processos pode gerar várias alternativas de novos projetos. Esperançosamente uma delas pode ser similar à planta existente e desta maneira constituir um razoável ajuste de planta em operação.

Esta aproximação pode consumir muito tempo computacional e ser cara. Pode ainda não ser a melhor alternativa.

- iii. “Análise Pinch”. Aplicação dos princípios da “Análise Pinch” e incorporar o processo existente durante o projeto. Embora esta aproximação tenha sido usada industrialmente com algum sucesso, ela é uma improvisação da metodologia utilizada para projetos novos. Usar a experiência é crucial para um bom resultado.

2.11.1 - FILOSOFIA DO AJUSTE DE PROCESSOS EM OPERAÇÃO

Muitas vezes assume-se que um bom ajuste de planta em operação deve ser conduzido como um projeto novo, mas isto não é verdade. Em um novo projeto, pode-se calcular uma área menor do que a área existente. O primeiro objetivo deve ser a utilização da área existente de forma mais eficiente.

Em outras palavras, deve-se tentar melhorar o uso ineficaz da área, devido às linhas de cruzamento sobre o “pinch”, deslocando as curvas compostas mais para perto, para economizar energia. O ponto ideal para se chegar do ponto X da Figura 34 deveria ser o ponto A. Desta forma, economizar-se-ia tanto mais energia quanto possível, usando a área existente.

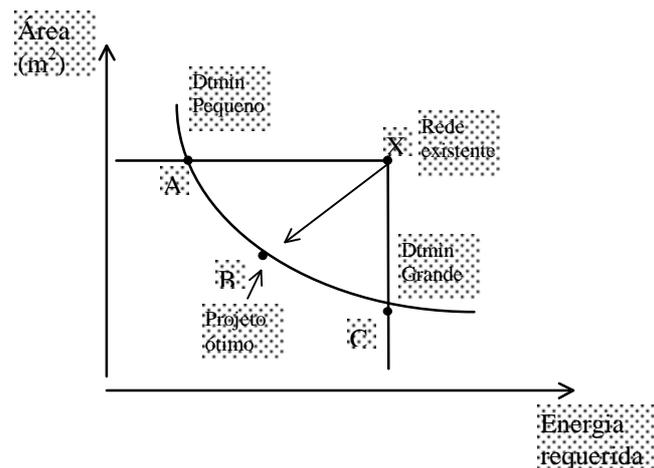


Figura 34 - A meta de energia traçada contra o área da rede existente

Entretanto, na prática, tem-se usualmente que investir algum capital para fazer mudanças numa rede existente, aumentando sua área. Isso leva a um caminho semelhante àquele mostrado na Figura 35.

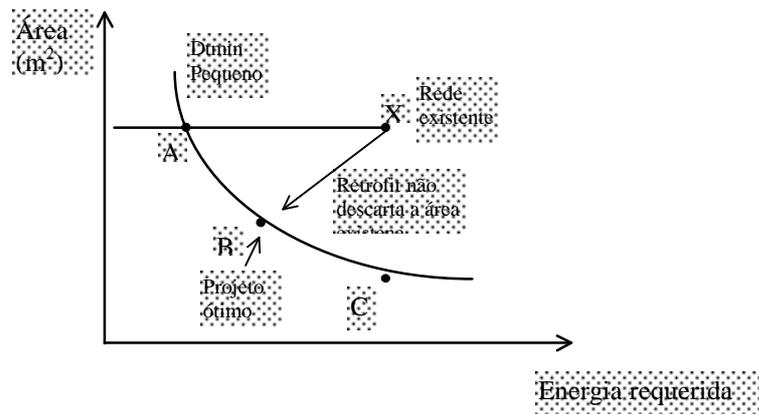


Figura 35 - Um ajuste devia tentar alcançar o ponto A, e não o B, para tomar completa vantagem da área existente.

Muitas opções são viáveis para quem desenvolve os projetos. Desta forma, muitos caminhos existirão como mostrado na Figura 36. Claramente, a eficácia do custo de uma dessas curvas é diferente. Se a curva for mais baixa, mais baixo é o investimento para uma certa economia.

Deve-se assumir que a melhor curva é aquela mostrada na Figura 36. A definição dessa curva é típica. Sua inclinação aumenta com o aumento do investimento. Isso implica que o período de retorno aumenta com o nível de investimento.

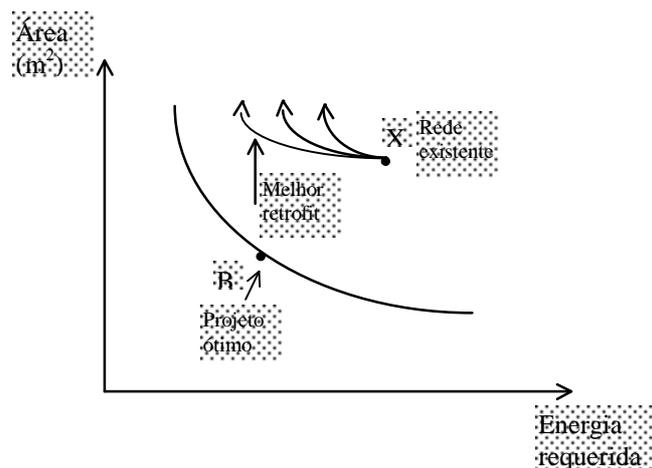


Figura 36 - Muitos caminhos são possíveis para o ajuste, mas a base da curva, é a melhor

Usando certos custos de área e energia, a curva de melhor ajuste pode ser transformada em um relação entre economia e investimento, como mostrado na Figura 36. Essa curva relaciona as economias anuais de energia ao investimento e ao retorno. A perspectiva do projeto normalmente é estabelecida por um desses 3 critérios: economia, investimento, ou período de retorno. Por exemplo, na Figura 37, para um investimento a_1 , atinge-se uma economia de b_1 , com um retorno de 1 ano. Se a meta for de 2 anos de retorno, pode-se atingir uma economia de b_2 para um investimento a_2 . Agora, dispõe-se de metas para o ajuste de plantas em operação.

Infelizmente, a melhor curva é difícil de determinar e mais adiante será demonstrado que é fundamental a iniciação do ajuste planta.

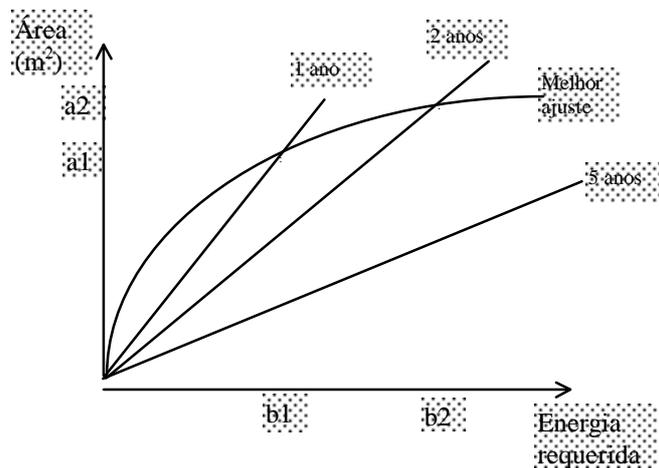


Figura 37 - Melhor curva para a área/energia pode ser traduzida em um diagrama economia/investimento

2.11.2 PROCEDIMENTO ALVO

É bastante difícil prever a melhor curva. Desta forma define-se uma “eficiência de área”, α , igual à razão (percentagem) entre a área mínima solicitada (meta) e a atualmente usada para uma recuperação de energia específica:

$$\alpha \equiv \frac{\text{AreaMeta}}{\text{AreaExistente}} \Big|_{\text{EnergiaExistente}}$$

O valor de α deve ser menor do que a unidade em projetos práticos. Um valor igual a 1 indicaria nenhuma linha de cruzamento transversal. O valor mais baixo de α , ou seja, menor investimento, indica o ajuste mais severo.

Se se assume que α é constante, obtém-se a curva mostrada na Figura 38. Essa curva forma um limite para o projeto. Pode-se agora, distinguir na Figura 39, 4 regiões distintas no diagrama áreaXenergia: uma região na qual os ajustes são impraticáveis ou inviáveis; duas regiões nas quais os ajustes não são os esperados e a quarta região, onde bons ajustes deverão aparecer.

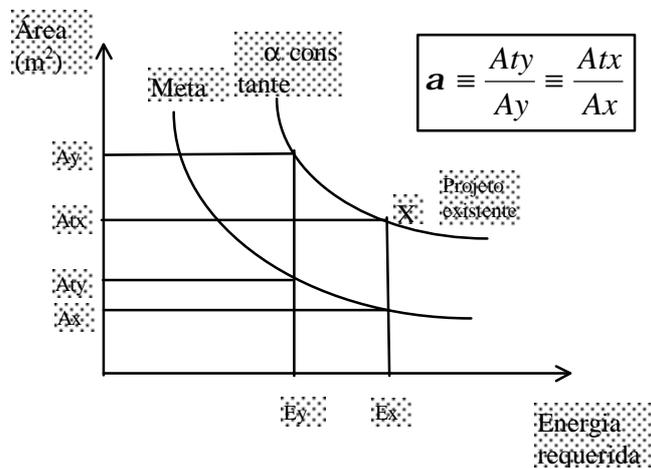


Figura 38 - Assumindo uma eficiência de área constante, tem-se uma curva que serve como um limite para o projeto.

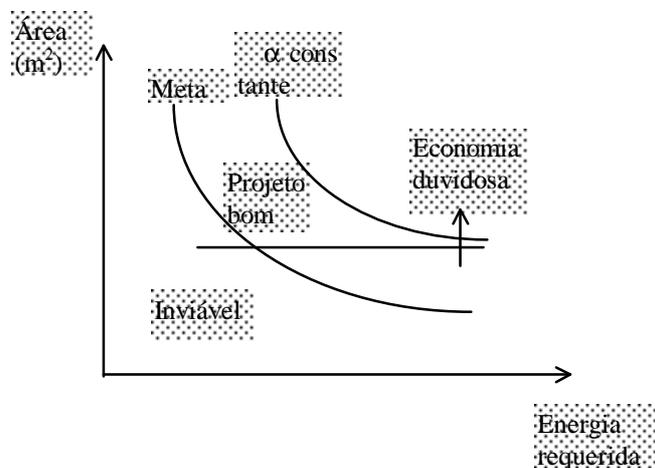


Figura 39 - O melhor Ajuste aparece numa região distinta

Desta forma, obtêm-se limites (divisas) dentre os quais se espera encontrar um bom ajuste da planta. Baseado na experiência com vários casos industriais, tem-se adotado a curva constante α para obter um alvo conservativo. De uma curva constante α , pode-se determinar qual a economia que pode ser feita, para diferentes níveis de investimento. Uma curva economiaXinvestimento, é mostrada na Figura 40.

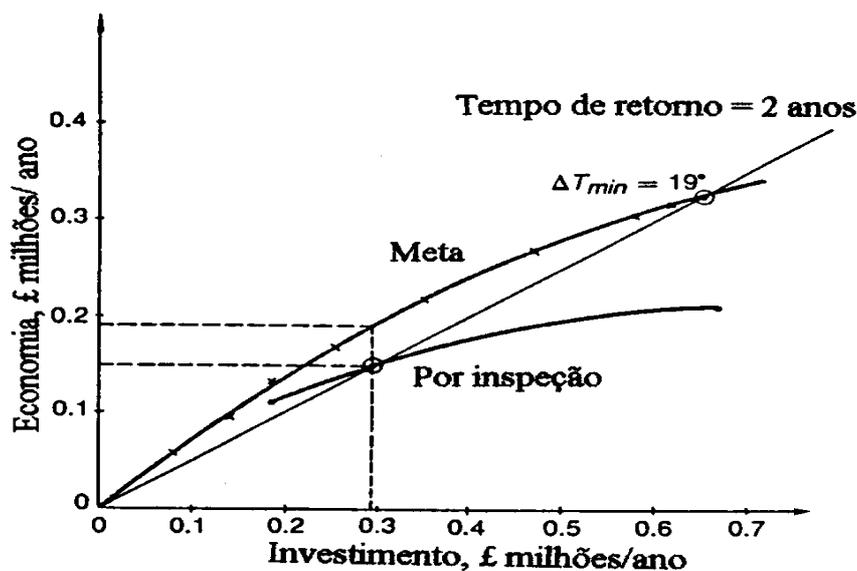


Figura 40 - A economia do uso da Tecnologia "Pinch" é melhor do que o ajuste feito pelo método da inspeção

2.11.3 - PROCEDIMENTO PARA O RETROFIT

Tendo obtido as metas, não se pode simplesmente proceder o ajuste por inspeção. É necessário uma metodologia de ajuste que garanta que as metas serão encontradas. Os passos devem ser conduzidos corretamente.

Uma sistemática de ajuste, apresentada por TJOE e LINNHOFF (1986) é descrita a seguir. Essa metodologia foi desenvolvida para caracterizar um alto grau de interação com o usuário. O julgamento da engenharia será solicitado, e influenciará o desenvolvimento do projeto. O método é combinado com cálculos manuais, mesmo nos problemas complexos.

i. Identificar os permutadores que tem troca cruzada.

Desenhar a rede existente no diagrama de grade. Determinar o ΔT_{min} .
Achar os trocadores que estão cruzando o “pinch”.

ii. Eliminar os trocadores que cruzam o “pinch”.

iii. Completar a rede

Reutilizar os trocadores existentes, onde for possível. Posicionar novos trocadores.

iv. Desenvolver melhorias no processo.

Eliminar os “loops”, fazer a análise dos casos remanescentes.

2.11.4 - CASO ESTUDADO

Esse exemplo será usado para ilustrar a importância de iniciar o ajuste com o início correto. Ela representa uma planta de aromáticos simplificada. A representação de grade da rede existente é mostrada na Figura 41. O critério de projeto para o ajuste de planta em operação é que o retorno do investimento seja de dois anos. Os dados de fluxo são dados na tabela 01. Os dados de custos são:

Custo do combustível = 2 libras / GJ

Custo do trocador (instalado), em libras

$$C_E = 8,600 + 670 A^{0,83} \text{ para } 10 < A < 300 \text{ m}^2$$

$$C_E = 252 A \text{ para } A > 300 \text{ m}^2.$$

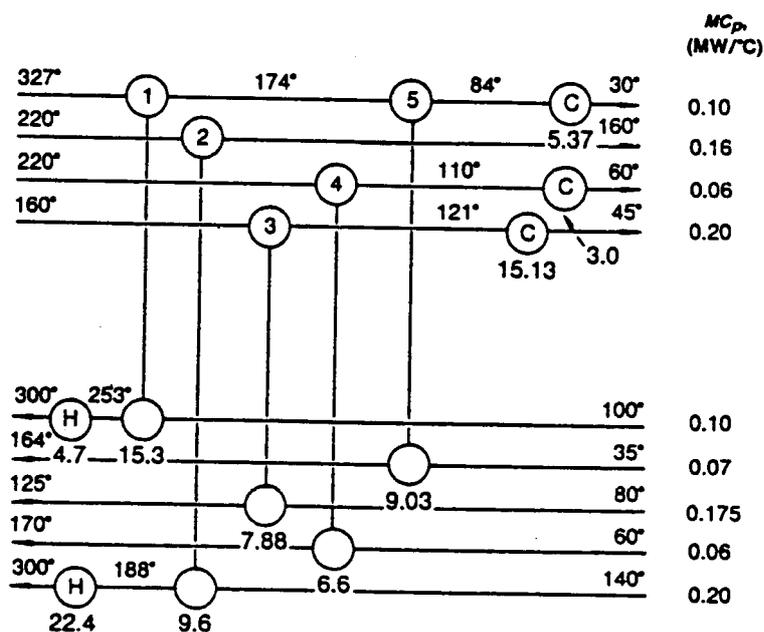


Figura 41 - Representação da rede existente de uma planta de aromáticos simplificada

Inicialmente deve-se procurar o menor ΔT_{in} existente nos trocadores da planta. Para este caso, o valor correspondente é 10 °C, no trocador 5. A partir daí,

desenvolve-se o diagrama de grade, mostrando o “pinch”, e acentuando o trocadores que o cruzam.

Tabela 01 - Dados das correntes da planta de aromáticos simplificada

Corrente		Temperatura °C		CP (MW/°C)	h (W/°C.m ²)
Número	Tipo	Entrada	Saída		
1	Quente	327	30	0,100	800
2	Quente	220	160	0,160	500
3	Quente	220	60	0,060	2000
4	Quente	160	45	0,200	400
5	Fria	100	300	0,100	5000
6	Fria	35	164	0,700	1000
7	Fria	80	125	0,175	500
8	Fria	60	170	0,060	200
9	Fria	140	300	0,200	800

Os trocadores 1, 3, 4 e 5 são identificados como transferindo energia através do “Pinch Point”. A aplicação da sistemática pode levar a um grande número de redes. Entretanto todas elas são complexas.

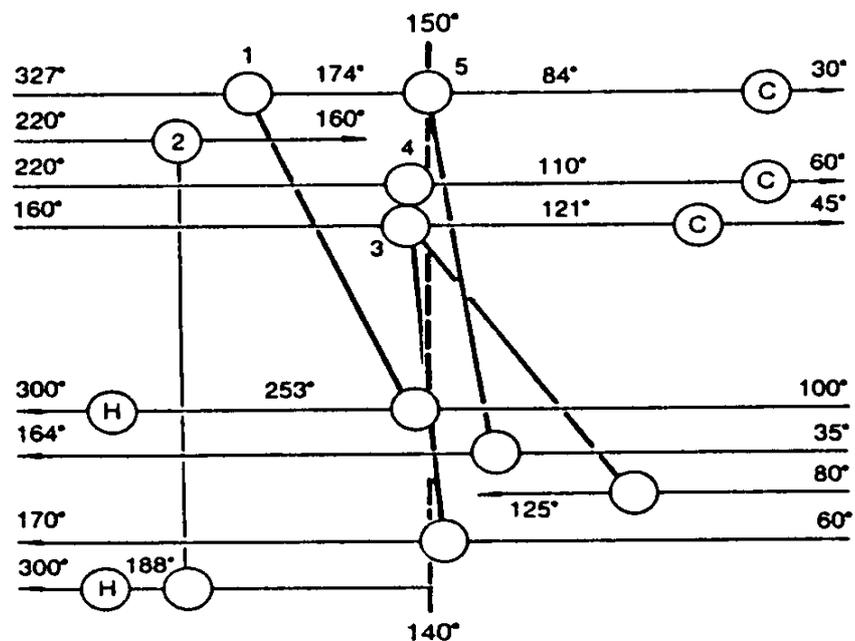


Figura 42 - Projeto da rede para a planta de aromáticos simplificada com ΔT_{\min} de 10 °C.

O projetista deve tentar desenvolver uma taxa de retorno mais aceitável. Isso consome tempo, e algumas vezes, é impossível de ser realizado.

Alternativamente, pode-se seguir o diferencial de temperatura para esse exemplo sugerido. Usando um programa de computador para obter um número de redes primárias X energia para corridas repetidas, cobrindo um número de diferenciais de temperatura, pode-se ter uma idéia do possível projeto econômico. Mas estas economias são verdadeiras? Pode-se ter certeza que a “função” obtida dessas corridas (Figura 43) representa a melhor performance possível? Talvez muitas soluções melhores existam, mas não se tem garantias da otimização. De fato, das várias corridas do computador e obtendo semelhantemente resultados consistentes, pode-se obter um sentido falso de segurança numa solução não ótima.

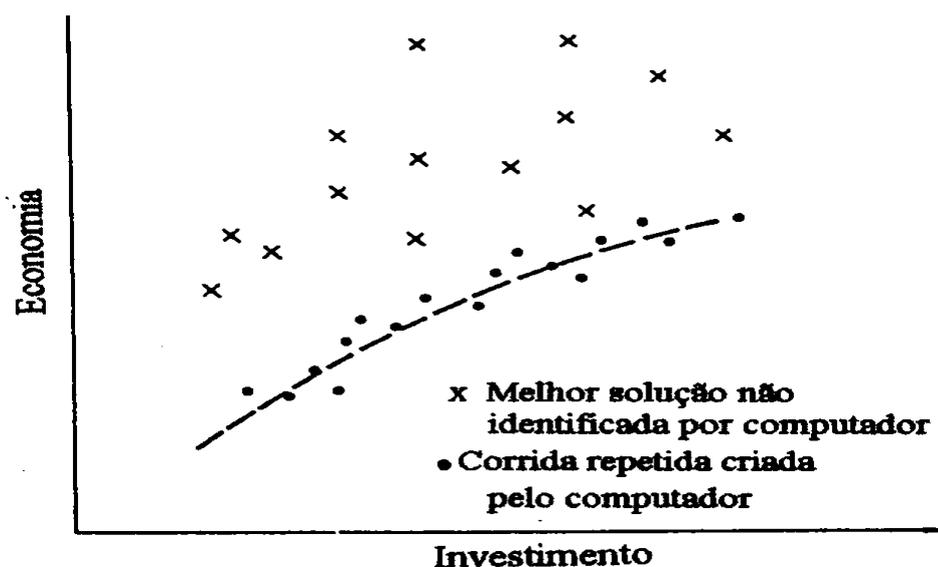


Figura 43- Corridas de computador podem gerar uma relação, mas não necessariamente verdadeira.

Quando se aplica o procedimento alvo de ajuste de planta em operação para o problema, descobre-se a relação entre economia e investimento, como é mostrado na Figura 44. Isto indica bem de longe que, se o valor utilizado para o ΔT_{\min} for de 10 °C, o período de retorno será de 4,3 anos. Para o retorno de 2 anos, o ΔT_{\min} deveria ser 26 °C.

Entretanto, usando um ΔT_{min} de 26°C , uma situação diferente para o “Pinch Point” é obtida. Isso leva a um início diferente de trabalho, como mostrado na Figura 45, em contraste ao mostrado na Figura 42: o trocador 3, que foi previamente, um trocador que cruzou o “pinch point”, agora não transfere energia através do “pinch”; o trocador 2, que apareceu bem colocado antes, agora transfere energia de baixo para cima através do “Pinch Point”; o mesmo ocorre com o trocador 5.

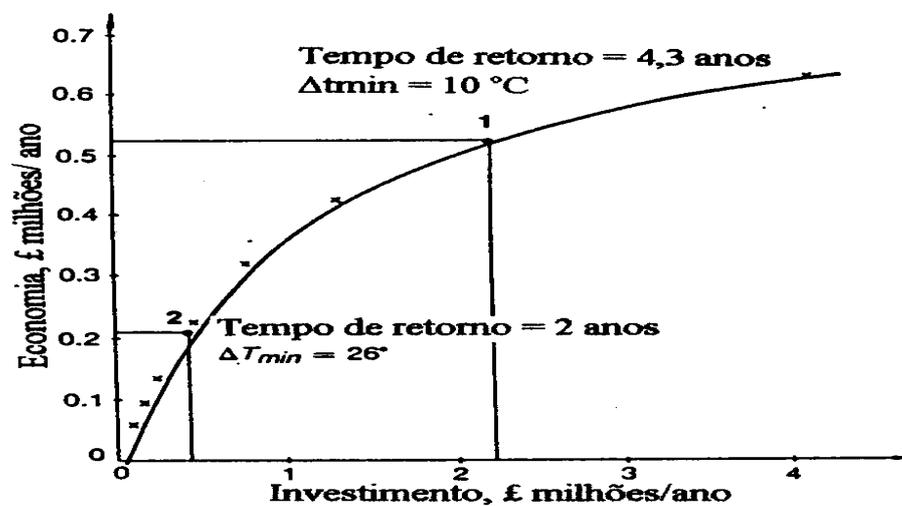


Figura 44 - Para uma ΔT_{min} de 10°C , o tempo de retorno será de 4,3 anos e para um ΔT_{min} de 26°C , o tempo de retorno será de 2 anos.

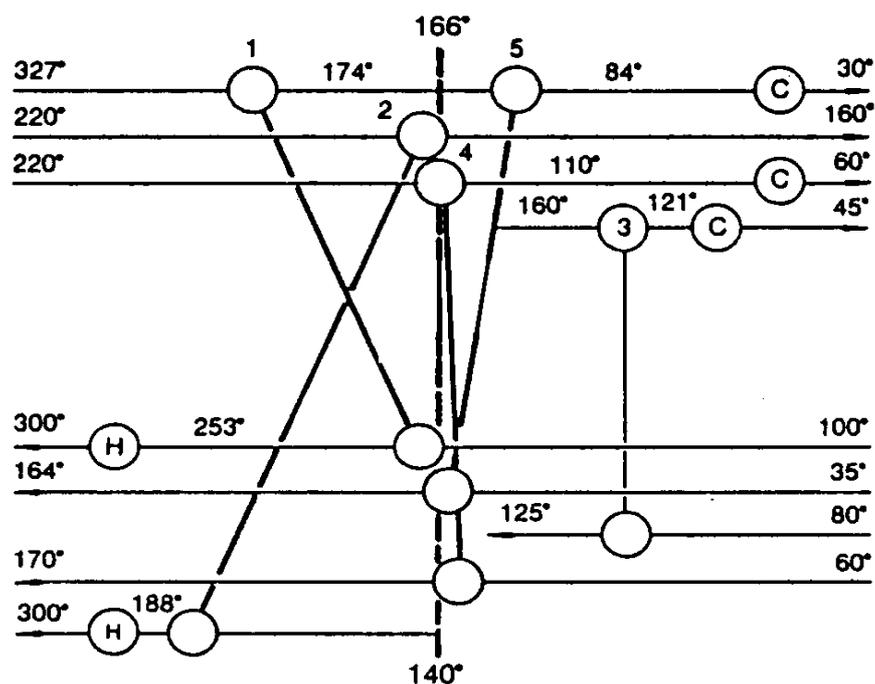


Figura 45 - Início diferente leva à representação de rede diferente.

Usando esse ponto de iniciação diferente, uma estrutura de rede completamente nova é obtida, conforme a Figura 46. O retorno é de 1,8 anos (o objetivo era 2 anos). Nosso procedimento nos leva diretamente a um projeto aceitável.

As diferenças estruturais observadas nas Figuras 42 e 46 são importantes. O projetista começando com ΔT_{\min} de 10 °C, e a rede inicial da Figura 42, acharia difícil obter a rede como mostrada na Figura 46. Há poucas chances de tais esforços serem recompensados. Então, o planejador pode concluir que nenhum ajuste de custo-efetivo exista.

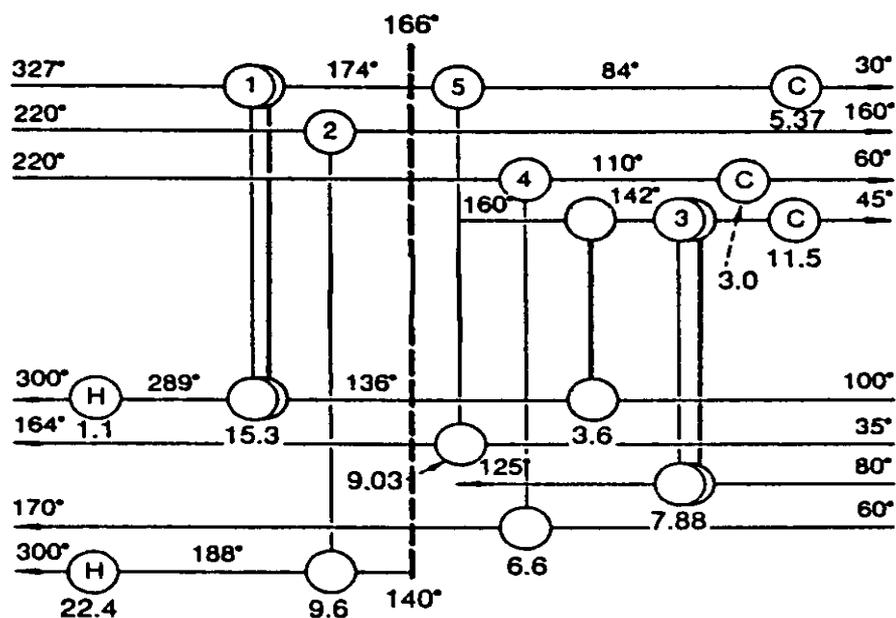


Figura 46 - Usando o melhor início, um projeto final de ajuste diferente dá um retorno de 1,8 anos.

Com um grande esforço, envolvendo a evolução de muitas das rede derivadas do ponto de início de 10 °C, um projetista pode chegar ao mesmo resultado. Mas o esforço envolvido é totalmente impraticável. Esse é o caso, considerado que o processo não contenha uma armadilha estrutural.

As lições a serem aprendidas são que os alvos de ajuste de plantas em operação funcionam, que eles levam à correta economia rapidamente, e proporcionam o ponto de início certo para o ajuste. Não há necessidade de examinar muitas alternativas. O melhor ajuste pode ser encontrado com tranquilidade. Não há repetições complexas.

CAPÍTULO 03

DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Para a aplicação do ajuste de planta em operação, utilizaremos parte do processo da Plataforma de Pampo, pertencente à PETROBRAS S.A., instalada na Bacia de Campos. Esta plataforma foi projetada, construída e instalada no início dos anos 80. O projeto foi concebido com a filosofia adotada nos 70, onde pouca integração energética era usada.

Características gerais:

- Planta de processo com capacidade nominal de 70.000 bbl/dia.
- Planta de processo para 2.100.000 m³/dia @ 1 atm e 20 °C de gás natural.
- 2 turbo geradores com capacidade de 6.5 MW, normalmente um operando e outro de reserva.
- 24 poços de Árvore de Natal Seca (ANS), isto é, são poços cujas válvulas de controle estão na plataforma e 9 poços de Árvore de Natal Molhada (ANM), ou seja, suas válvulas de controle estão no fundo do mar, são poços satélites, e o petróleo é levado através de linhas flexíveis até a plataforma.
- 3 turbo compressores com capacidade de 650.000 m³/dia @ 1 atm e 20 °C, sendo que normalmente 2 estão operando e 1 de reserva ou manutenção.
- Lâmina d'água de 115 metros de profundidade.
- 3 fornos aquecedores de 8,52 MW de capacidade que fornece água quente para aquecimento do processo. Normalmente 2 estão operando e 1 de reserva.
- 4 bombas de captação de água do mar, para refrigeração do sistema de utilidade fria.
- 1 unidade de dessulfurização para retirar H₂S e CO₂ do gás natural.

3.1- PRODUÇÃO DE ÓLEO

Poços e coletores

O fluido proveniente de cada um dos poço de produção de Árvore de Natal Seca (ANS), num total de 24, passa através de uma árvore de natal que possui uma válvula de profundidade (SSSV), uma válvula mestra (MSSV), ambas operadas hidraulicamente, uma válvula lateral de produção (WSSV) e uma válvula lateral do espaço anular (ASSV), que são operadas pneumáticamente.

O petróleo de cada poço tem vazão controlada manualmente por uma válvula agulha tipo “choke”, e segue pela linha de surgência até os coletores, onde pode ser desviado para o coletor de teste ou para um dos dois coletores de produção.

O óleo proveniente dos poços satélites tem os mesmos tipos de válvulas na árvore de natal, porém são transferidos através de dutos flexíveis. Este óleo chega a uma temperatura de 20 °C, próxima da água do mar. Na plataforma pode ser alinhado para qualquer dos coletores de produção.

Trens de Separação

Os trens de separação são 2, denominados Trem A e Trem B. Eles têm como finalidade separar o fluido proveniente dos poços em três fases: óleo, gás e água, e tem capacidade de tratar até 5500 m³/dia (34595 barril/dia) cada.

Para se obter um óleo mais estável e maximizar a sua produção, a separação é feita em três estágios, isto é, os trens de separação possuem três separadores (Trem A possui os SG-301, SG-301 e SG-303, o Trem B possui os SG-401, SG-401 e SG-403) e um tratador eletrostático (Trem A possui o TO-301 e o Trem B possui o TO-401), onde a redução de pressão é feita por etapas.

O separador de primeiro estágio (SG-301 e SG-401) é do tipo trifásico, mas devido à forte emulsão formada pela água e óleo não é possível descartar a fase aquosa. Sendo assim, o equipamento separa somente a fase líquida da fase gasosa. A pressão é de 9 kgf/cm². O gás liberado em ambos os separadores de primeiro estágio é

enviado para a unidade de dessulfurização. O óleo e a água são enviados ao segundo estágio.

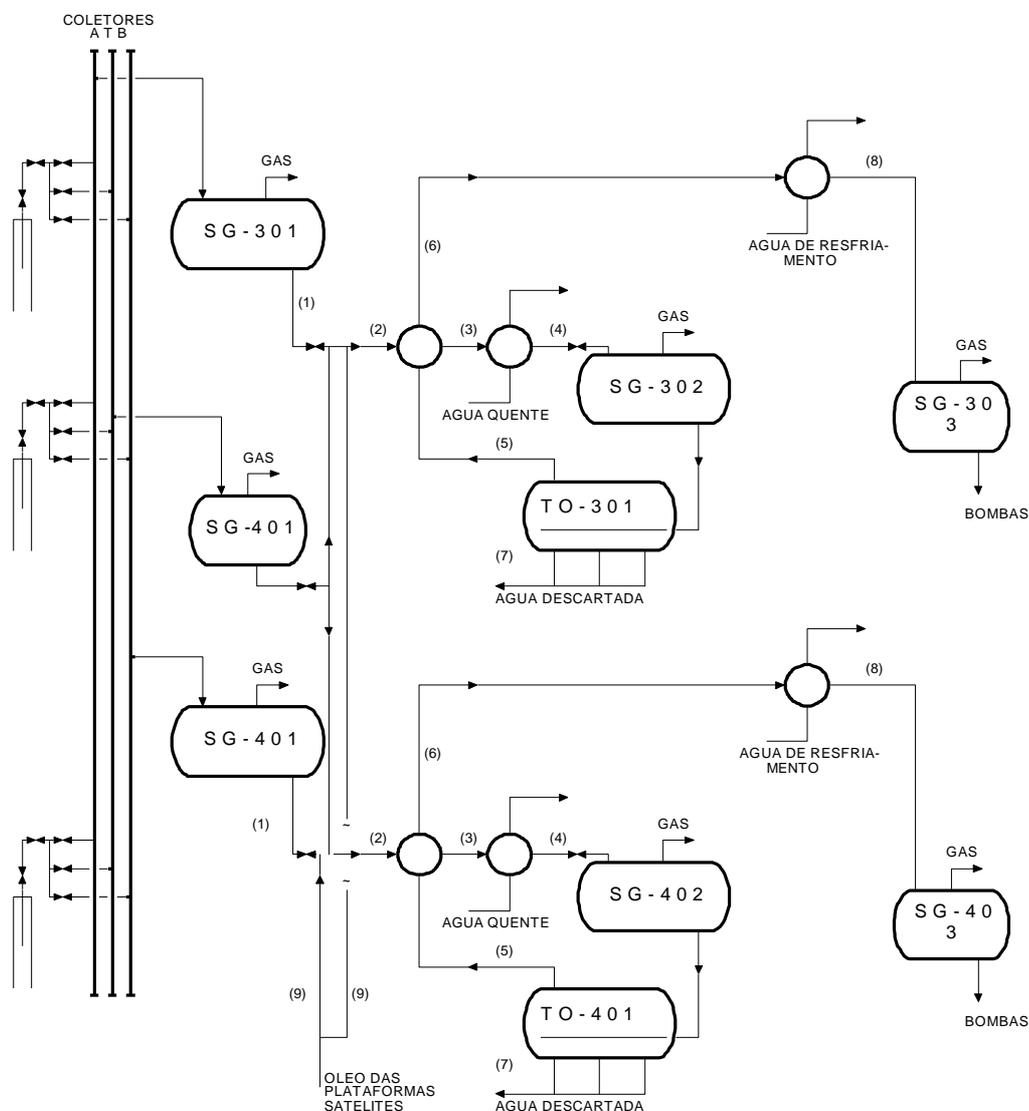


Figura 47: Fluxograma da planta de óleo.

Antes de chegar no separador de segundo estágio (SG-302 e SG402), a mistura passa pelo trocador de óleo tratado X óleo cru (P-301 e P-401). Depois passa pelo aquecedor (P-302 e P-402) onde é aquecido até 65 °C. O gás liberado é enviado para o compressor “booster”. O óleo é transferido para o tratador eletrostático (TO-301 e TO-401), que separa a água do óleo. Este equipamento tem alta eficiência e reduz de 60 % para menos de 2 % o teor de água no óleo.

O óleo é transferido por diferença de pressão para o terceiro estágio, sendo pré-resfriado antes. O gás liberado no separador de terceiro estágio (SG-303 e SG-403) é queimado e o óleo estabilizado segue para o sistema de transferência e medição.

Na Tabela 02 são apresentados os trocadores, aquecedores e resfriadores existente na produção de óleo.

Tabela 02: Dados operacionais e situação dos trocadores da produção de óleo

Equipamento Tipo/área(m ²)		Fluido	Temp. °C		cp wh/kg °C	Vazão kg/hora	Calor w	Pressão kg/cm ²
			Entr.	Saída				
P-00301 AES/726,9	casco	Óleo + água	50	50	0.928	318291	0,0 (*)	7,0
	tubo	Óleo tratado	65	65	0.534	161145		4,0
P-00302 AES/213	casco	água quente	145	115	1.136	130022	4431150	12,0
	tubo	Óleo + água	50	65	0.928	318291		6,0
P-00303 BEU/56/65	casco	Óleo tratado	65	65	0.534	161145	0,0 (**)	3,0
	tubo	Água resfria.	32	32	1.136	106000		6,0
P-00401 AES/726,9	casco	Óleo + água	50	50	0.928	318291	0,0 (*)	7,0
	tubo	Óleo tratado	65	65	0.534	161145		4,0
P-00402 AES/213	casco	água quente	145	115	1.136	130022	4431150	12,0
	tubo	Óleo + água	50	65	0.928	318291		6,0
P-00403 BEU/56/65	casco	Óleo tratado	65	65	0.534	161145	0,0 (**)	3,0
	tubo	Água resfria.	32	32	1.136	106000		6,0

(*) - Encontra-se fora de operação devido à alta perda de carga no lado do casco

(**) - Encontra-se fora de operação por ser desnecessário.

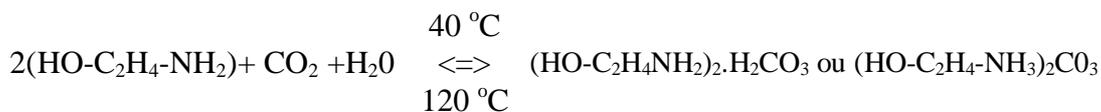
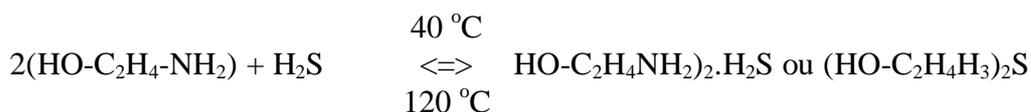
3.2 - UNIDADE DE DESSULFURIZAÇÃO

O gás natural, tal como é produzido, apresenta contaminantes de dois tipos básicos: inertes e gases ácidos. Os inertes são vapor de água, nitrogênio, etc. Os gases ácidos, assim chamados por formarem soluções ácidas quando em presença de água, englobam o gás carbônico (CO₂), os compostos de enxofre: H₂S, mercaptanas, sulfeto de carbonila (COS) e dissulfetos de carbono (CS₂). Os gases ácidos são indesejáveis no gás natural por provocar corrosão nas tubulações e equipamentos. Um caso particular é do H₂S, que é altamente tóxico, podendo ser fatal à concentração acima de 500 ppm quando asfixiado.

O tratamento é feito para atender às especificações do mercado, segurança, transporte ou processamento posterior.

O sistema para atender a estas especificações é composto por uma unidade de absorção de gases ácidos usando monoetanolamina (MEA).

As reações envolvidas na absorção @ 40 °C e a regeneração @ 120 °C, são:



Descrição do sistema

O gás proveniente do separador de primeiro estágio, das plataformas satélites, mais proveniente do compressor “booster” C-00101-A/B a uma pressão de 9 kgf/cm² e temperatura de 50 °C passa pelo resfriador P-00304, atingindo 32 °C. Após, passa pelo vaso V-00311 para retirar líquido (condensado e arrastado dos separadores).

O contato do gás natural com a solução aquosa de MEA a 15% de concentração ocorre em uma torre de 20 pratos valvulados em fluxo contracorrente. Depois do contato com o gás, a solução de MEA agora é denominada de MEA rica.

Definições:

MEA rica - rica em gás ácido, MEA que passou pela absorção e vai para a regeneração.

MEA pobre - pobre em gás ácido, MEA que passou pela regeneração e vai para a absorção.

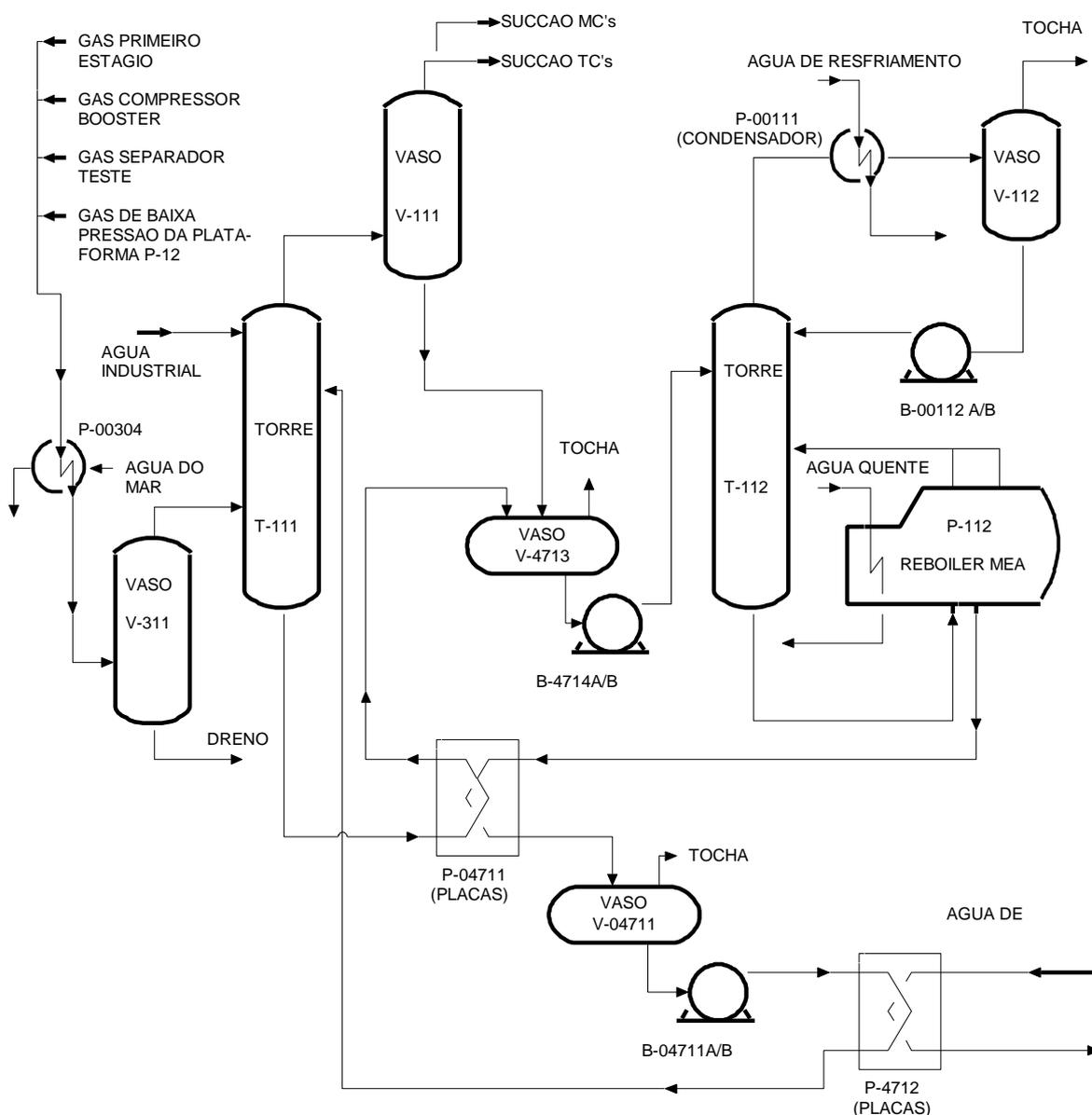


Figura 48: Fluxograma simplificado da unidade de dessulfurização

O gás tratado passa pelo vaso V-00111 para retirar alguma solução de MEA que tenha arrastado da torre absorvedora. Depois seguirá dois caminhos distintos: irá para o sistema de turbo-compressão, que elevará sua pressão para 100 kg/cm² ou para o sistema de gás combustível, que suprirá os aquecedores, geradores e os próprios turbo-compressores.

REGENERAÇÃO DA MEA

A MEA acumulada na base da T-00111 (torre absorvedora), chamada MEA rica é canalizada para o trocador de calor P-04711 (MEA rica X MEA pobre) e sofre uma expansão no vaso V-04713, onde ocorrerá uma primeira etapa de dissociação. O gás separado nesta etapa será descartado para o sistema de tocha de baixa pressão.

O vaso V-04713 trabalha a uma pressão de 1.0 kgf/cm². O líquido (MEA rica) que contém H₂S e CO₂ e poucos hidrocarbonetos é transferido, através das bombas centrífugas (B-04714 A/B), para a torre de regeneração (T-00112), entrando acima da 16^a bandeja.

O sistema de regeneração é o sistema clássico de destilação. É composto por uma torre de 20 pratos valvulados(T-00112). No topo existe um condensador de topo (P-00111), um vaso de refluxo(V-00112) e as bombas de refluxo(B-00112-A/B). No fundo existe um refeedor (P-00112).

O excesso de MEA pobre é transferido para o trocador P-04711 (MEA pobre X MEA rica), e depois, para o vaso V-04711. A MEA pobre é bombeada por meio das bombas centrífugas B-04711 A/B para o resfriador P-04712 A/B, e depois para a torre absorvedora T-00111, fechando assim o ciclo.

Na tabela 03 são apresentados os trocadores, aquecedores e resfriadores existentes na unidade de dessulfurização.

Tabela 03: Dados operacionais dos trocadores da unidade de dessulfurização

Equipamento Tipo/área(m ²)	Fluido	Temp. °C		cp Wh/kg °C	Vazão kg/hora	Calor W	Pressão kg/cm ²	
		Entr.	Saída					
P-00304 BEU/226,2	casco	Água do mar	20	33	1,136	49126	724488	7,0
	tubo	Gás natural	50	33	0,545	73916		9,0
P-04711 placas/185		MEA pobre	120	82	1,068	71372	2896141	1,0
		MEA rica	53	91,8	1,136	65673		10,0
P-04712 placas		MEA pobre	82	43	1,068	71372	2972355	15,0
		Água resfria.	32	55	1,136	113761		6,0
P-00111 BEM/171,6	casco	Água resfria/o	32	70	1,136	318291	4109116	6,0
	tubo	vapor/H ₂ S/CO ₂	111	68	604	6290		1,0
P-00112 BKU/484,2	casco	MEAreboiler	121	122	595	8663	5156772	1,0
	tubo	Água quente	145	130	1,147	299631		12,0

3.3 - SISTEMA DE COMPRESSÃO PRINCIPAL DE GÁS NATURAL

A planta é utilizada para comprimir o gás proveniente dos separadores de produção, sendo que antes de ser comprimido o gás sofre adoçamento na unidade de MEA. Existem 3 turbo-compressores iguais que operam em paralelo. Cada compressor tem 2 estágios; um de baixa e outro de alta pressão. A Figura 49, mostra o fluxograma de processo existente.

O gás a ser comprimido está a uma pressão de 9 kgf/cm² e a uma temperatura de 40 °C. Inicialmente, passa por um separador de gás (SG 20101-A/B/C) para retirar condensado. O condensado é drenado sob controle de nível do separador. O gás livre de condensado vai para o compressor de baixa pressão. Este é um compressor do tipo centrífugo, que elevará o gás a 40 kgf/cm² e 200 °C. O gás quente é enviado para os resfriadores de baixa, onde resfriará até 36 °C, usando utilidade fria (água de resfriamento).

Quando o gás é resfriado, passa do estado superaquecido para o estado saturado e condensa as frações mais pesadas. No separador de gás SG-20102-A/B/C este condensado é retirado. No compressor de alta pressão, também do tipo centrífugo, o gás passa para a pressão de 100 kgf/cm² e para a temperatura de 190 °C. O gás quente é enviado para os resfriadores de alta pressão, onde é resfriado a 36 °C, usando utilidade fria (água de resfriamento). Quando o gás é resfriado, novamente passa do estado superaquecido para o estado saturado e condensa as frações mais pesadas. No separador de gás SG-20103-A/B/C este condensado será retirado.

O gás comprimido a 100 kgf/cm² é enviado para a unidade de desidratação para retirar água e será enviado para a exportação e para os consumidores internos.

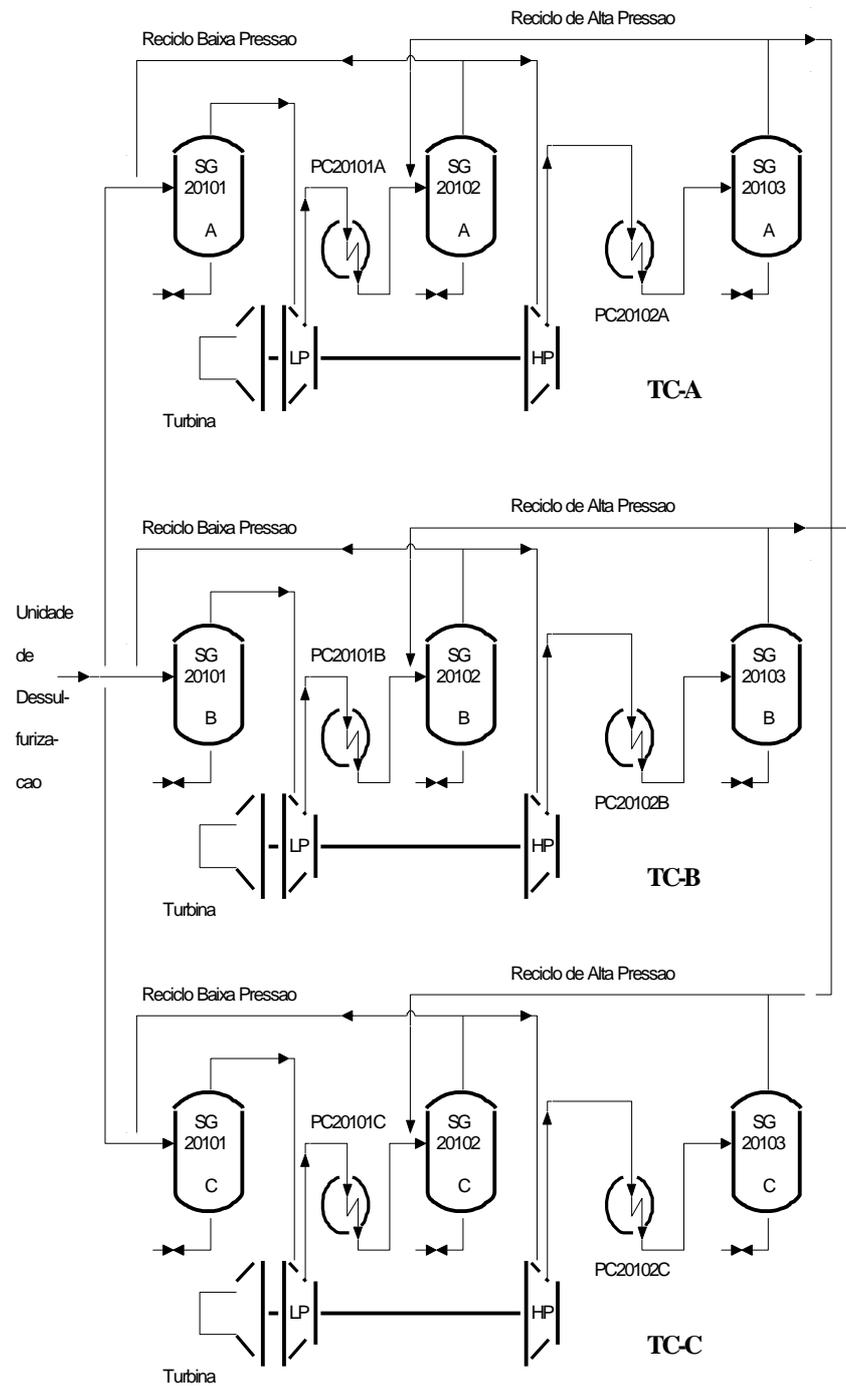


Figura 49 - Sistema de compressão principal de gás natural.

Na Tabela 04 são apresentados os resfriadores existente no sistema de compressão de gás natural.

Tabela 04: Dados operacionais dos resfriadores do sistema de compressão

Equipamento Tipo/área(m ²)	Fluido	Temp. °C		cp kcal/kg °C	Vazão kg/hora	Calor kcal/hora	Pressão kg/cm ²	
		Entr.	Saída					
P-00201-01A	casco	Água resfria.	32	60	1,136	79458	2527400	6,0
AES/107	tubo	Gás de baixa	200	36	0,647	23800		40,0
P-00201-02A	casco	Água resfria.	32	58	1,136	80352	2373290	6,0
BEU/103	tubo	Gás de alta	190	36	0,647	23800		99,0
P-00201-01B	casco	Água resfria.	32	60	1,136	79458	2527400	6,0
AES/107	tubo	Gás de baixa	200	36	0,647	23800		40,0
P-00201-02B	casco	Água resfria.	32	58	1,136	80352	2373290	6,0
BEU/103	tubo	Gás de alta	190	36	0,647	23800		99,0
P-00201-01C	casco	Água resfria.	32	60	1,136	79458	2527400	6,0
AES/107	tubo	Gás de baixa	200	36	0,647	23800		40,0
P-00201-02C	casco	Água resfria.	32	58	1,136	80352	2373290	6,0
BEU/103	tubo	Gás de alta	190	36	0,647	23800		99,0

(*) - Existem três turbo compressores, mas normalmente dois estão operando, passarão a ser chamado de TC1 e TC2.

CAPÍTULO 04

METODOLOGIA APLICADA

Esta metodologia foi proposta como alternativa para o método de TJOE e LINNHOFF (1986) para o ajuste de planta (“retrofit”). As razões para a proposta de uma nova metodologia para o ajuste da planta de processo será avaliada abaixo sob diversos aspectos:

a. Aspecto do tempo de retorno (“pay pack”)

Um tempo de retorno único representa a média dos retornos individuais dos equipamentos presentes naquele projeto. Engloba tempo de retorno alto, quando exige a compra de equipamentos e engloba tempos de retorno baixo, quando o equipamento é somente relocado ou estava disponível. A apresentação de um tempo de retorno único, sem dúvidas traz dificuldade nas tomadas de decisão.

b. Aspecto do planejamento

Hoje, dentro de qualquer empresa, das pequenas às grandes, o modelo de gestão leva em conta o planejamento das atividades com uma visão das diretrizes de curto, médio e longo prazo. A priorização destas atividades é resultado da avaliação da urgência, importância e tendência. Um projeto de ajuste de uma planta em operação (retrofit), que durante muito tempo vem apresentando resultados é importante, mas dificilmente será urgente, a menos que exista alguma tendência que indique para isto.

Mesmo que o ajuste de uma planta tenha um tempo de retorno baixo, pode ser que não se disponha de todos os recursos necessários. Se existe somente uma taxa de retorno para o projeto todo, ficará difícil a tomada de decisão. Se o projeto for concebido levando o investimento disponível e definindo os tempos de retorno para cada trocador, serão adquiridos tantos trocadores quanto possível.

c. Aspecto do custo de reparo do equipamento e vida útil do equipamento.

Quando se trata de um equipamento em uso, a sua vida útil pode estar reduzida. Um exemplo disto é o caso de um processo de corrosão no feixe de tubos. No caso de um trocador que exija reparos ou modificações, é necessário saber qual o custo para estes reparos e a estimativa da sua vida útil. Antes do ajuste da planta deve ser avaliada a conveniência de sua utilização.

d. Aspecto de custo de montagem

Em um projeto novo, a estimativa do custo de montagem é muito difícil, principalmente porque o “layout” acontece depois da etapa de engenharia básica. Para contornar este problema, normalmente um valor é atribuído ao custo de montagem, instrumentação, instalação, etc. Em um retrofit, no entanto, a localização dos equipamentos e das linhas de processos, já está definida, o que torna muito fácil a estimativa do custo de montagem. Se é possível estimar este custo, deve-se levá-lo em conta, pois isto tornará o projeto mais confiável

e. Aspecto da precisão e confiabilidade

Durante a estimativa do custo de uma rede de trocadores ou ajuste de uma planta de processo em operação, existem dois parâmetros que podem induzir a grandes erros.

O primeiro parâmetro é a utilização de um coeficiente de película para uma corrente único para todos os trocadores por onde passa.

O segundo é a utilização de uma equação de custo de área para todos os trocadores da rede. Pode até o custo final da rede ser próximo do estimado, mas haverá grandes desvios para alguns trocadores.

Quando se trata de um projeto que pode chegar a milhões de dólares, é necessário que o mesmo seja feito de forma integrada. Na fase de pré-decisão, os trocadores devem ser simulados para que se tenha uma estimativa dos coeficientes de película e a área.

f. Aspecto da visão superficial X visão direcionada para decisões

Um projeto com dados de coeficiente de película de literatura e de custo de área único para todos trocadores da rede, com um tempo de retorno único para o projeto inteiro, sem levar em conta os recursos disponíveis, fornece um visão superficial. Como etapa preliminar ao processo decisório, podemos admitir algo desta natureza. Antes da decisão sobre a viabilidade do projeto, no entanto, é necessário a simulação dos trocadores, para fornecer uma visão que possibilite a tomada de decisões.

4.1 - DESCRIÇÃO DA METODOLOGIA PROPOSTA

A metodologia proposta neste trabalho para o ajuste de processos em operação segue alguns passos, que são descritos a seguir.

1. Obter as folhas de dados (“data sheet”) de todos os trocadores sob análise, inclusive dos resfriadores e aquecedores.

As folhas de dados devem conter os dados das correntes quentes e frias, inclusive os coeficientes de película e o coeficiente global de troca térmica, assim como detalhes construtivos: número e diâmetro dos tubos: número, porcentagem de corte e distancia das chicanas, diâmetros do casco, materiais de todos os componentes, etc.

Nada impede que resfriadores, aquecedores e condensadores sejam relocados para trocadores e vice versa.

2. Levantar as condições operacionais atuais.

Pode acontecer que as condições operacionais atuais sejam diferente dos parâmetros operacionais do projeto.

Deve-se fazer a reavaliação dos parâmetros operacionais, utilizando instrumentos de boa precisão e calibrados.

3. Levantar as condições dos equipamentos.

Se for possível deve-se fazer uma inspeção interna do trocador. Devem ser avaliados os reparos e os custos envolvidos e fazer uma estimativa da vida útil do equipamento.

Se houver avarias, deve-se verificar se é conveniente a utilização deste equipamento ou não.

4. No caso de integração de mais de um sistema, construir uma matriz das possibilidades de integração.

A matriz das possibilidades de integração, apresentada na Tabela 05, foi desenvolvida para mostrar os casos onde existe ou não a possibilidade de integração entre os sistemas. Dentro de cada espaço da matriz deve-se fazer referências aos itens para o desenvolvimento das alternativas viáveis ou as justificativas das inviabilidades.

Tabela 05: Matriz de integração

		Correntes		Quentes	
		sistema 1	sistema 2	sistema ...	sistema n
C o r r e n t e s F r i a s	sistema 1				
	sistema 2				
	sistema ...				
	sistema n				

5. Calcular o Δt_{min} ótimo para a rede.
6. Desenhar o diagrama da rede existente.
7. Retirar os trocadores que cruzam o “pinch”.
8. Fazer a relocação dos trocadores retirados.

Dificilmente os trocadores existentes coincidirão com as áreas necessárias. Existem diversos aspectos que podem inviabilizar a sua utilização na melhor relocação, como por exemplo o tamanho, a classe de pressão, o tipo de fluido

e o tipo de material do feixe. Os tirante, espaçadores, batentes, e até mesmo cabeçotes e cascos podem ser substituídos.

Caso o trocador não possa ser utilizado onde inicialmente havia sido proposto, deve-se propor uma nova locação para ele, mesmo que ocorra um abuso do ΔT_{min} .

9. Completar a rede com trocadores novos.

Utilizando as regras para um projeto novo, deve-se fazer a alocação dos trocadores restantes.

Para o cálculo das áreas, deve-se avaliar e utilizar os coeficientes de película dos trocadores antigos. Somente deve ser utilizados coeficientes de película e coeficientes globais de literatura caso eles não sejam encontrados nas folhas de dados de outros trocadores da unidade.

10. Fazer a otimização da rede.

Eliminar os laços existentes, fazendo a análise dos casos remanescentes.

11. Utilizando software específico para simulação de trocadores, reavaliar todos os trocadores.

12. Estimar os custos dos trocadores novos e os custos das alterações necessárias para os trocadores relocados.

13. Para cada trocador novo ou relocado, verificar o tempo de retorno do investimento.

A Tabela 06 pode ser utilizada para mostrar os dados econômicos de cada trocador.

Tabela 06: Dados econômicos dos trocadores.

Trocador	Calor trocado (kwh)	Economia U\$	Área m ²	Montagem U\$	Investimento U\$	Tempo de retorno
Corrente quente(Q2) X corrente fria (F1)						
Corrente quente (Q1) X corrente fria (F3)						

14. Voltar ao item 5, realimentando os dados dos coeficientes individuais de transferência de calor e repetir todos os cálculos. Passar para o item 15 quando a diferença no custo da rede for menor que 10 %.

15. Escolher as melhores alternativas.

No item 4, quando foi gerada a matriz de possibilidades de integração, várias alternativas podem estar competindo entre si. A alternativa que gerar o menor tempo de retorno (“pay back”) para o sistema deverá ser escolhida.

A Tabela 07 foi desenvolvida para sintetizar as alternativas viáveis.

Tabela 07: Quadro demonstrativo das alternativas propostas

Item	Retrofit	Calor recuperado (kWh)	Área e custo de implantação	Tempo de retorno	Vantagens e desvantagens
1	Integração do sistema quente y X sistema frio Z				
2	Integração do sistema quente z X sistema frio k				
...					
m	Integração do sistema quente n X sistema frio y				

CAPÍTULO 05

RESULTADOS

A metodologia proposta no item anterior foi aplicada à plataforma de Pampo, e os resultados são descritos a seguir.

Na aplicação da metodologia proposta existem alguns itens comuns para todos os sistemas:

1. Foram levantadas as folhas de dados (“data sheet”) de todos os trocadores, resfriadores e aquecedores das unidades envolvidas no ajuste.
2. Foram levantadas as condições operacionais atuais de todas as correntes de processo.
3. Todos os trocadores, resfriadores e aquecedores das unidades envolvidas sofreram inspeções internas e externas. A maioria destas inspeções ocorreram na parada geral, feita em 1995. Os resfriadores P-303 e P-403, que encontram-se fora de operação e poderiam ser relocados, foram reprovados nesta inspeção. Estes resfriadores apresentam processo de corrosão alveolar por “pitch” generalizada externa aos tubos, sendo condenado assim a sua reutilização.

Para facilitar a análise, este capítulo irá considerar os sistemas de forma independente, que serão apresentados nos itens 5.1, 5.2 e 5.3. Depois será feita a integração de todos os sistemas e as interações possíveis serão avaliadas e apresentadas no item 5.4 e subitens.

Custo dos trocadores

O custo dos trocadores que será utilizado neste capítulo pode ser descrito de duas formas:

a. $\text{Custo do trocador[US\$]} = 800[\text{US\$/m}^2] * \text{Área[m}^2]$

Este custo foi obtido na PETROBRAS/Gerência de implantação de projetos. É válido para equipamentos com tubos, chicanas e espelhos em aço inoxidável, casco e cabeçote em aço carbono e classe 150 libras.

b. $\text{Custo do trocador[US\$]} = 1528[\text{US\$/m}^2] * \text{Área[m}^2]$

Este custo foi obtido na Plataforma de Pampo, quando foi necessário a troca de 4 trocadores do Turbo compressor C. O custo total foi de US\$ 400.000 para uma área de 261,8 m². Este custo é válido para equipamentos de classe de pressão de 900 libras, com feixe, chicanas, espelho e cabeçote fabricados em aço inoxidável e casco fabricado em aço carbono.

Tempo de retorno

Para se avaliar a viabilidade de qualquer alternativa será utilizado o tempo de retorno, que é o resultado da divisão da economia anual de gás natural para gerar utilidade quente pelo investimento necessário para a implantação dos projetos de integração.

5.1- PRODUÇÃO DE ÓLEO

Devido à vazão bruta de petróleo produzido ser maior do que a vazão de projeto, os recuperadores de calor P-301 e P-401 encontram-se fora de operação, pois existe uma perda de carga muito alta no lado do casco, o que provoca um aumento de nível nos separadores de produção SG-301 e SG-401 e também devido ao fato de serem estes equipamentos que operam com baixa eficiência.

Outros equipamentos que encontram-se fora de operação são os resfriadores de óleo tratado P-303 e P-403, considerados desnecessários, pois imaginava-se que o óleo quente causaria cavitação nas bombas de transferência. Hoje o óleo é transferido para o oleoduto com temperatura entre 60 e 65 °C.

A Tabela 08 mostra os dados de vazão, temperatura, Cp e coeficiente de película para as correntes do processo.

Tabela 08: Dados da produção de óleo

Trem	Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/ °C.m2)
			Entrada	Saída			
A	Óleo do trem A	318291	50	65	0,950	302430	686
A	Óleo tratado	161145	65	20	0,547	88086	607
A	Óleo das plataformas satélites	59670	20	65	0,654	39049	649
B	Óleo do trem B	318291	50	65	0,950	302430	686
B	Óleo tratado	161145	65	20	0,547	88086	607
B	Óleo das plataformas satélites	59670	20	65	0,654	39049	649

Neste processo, a corrente de óleo das plataformas satélites é misturada às outras correntes deste. Por este motivo, foi considerada como parte deste processo.

Como os dois trens são semelhantes será apresentado um diagrama de grade somente para um trem para com condições existentes no processo.

A Figura 50 mostra a representação da rede existente, utilizando-se para tanto o software SUPERTARTING. Nele podemos ver a corrente quente de óleo tratado variando de 65 °C até 20 °C e as correntes frias: óleo do trem A ou B variando de 50 a 65 °C e óleo das plataformas satélites variando de 20 a 65 °C. O trocador P-301 ou P-401 está representado por M1, sendo o calor trocado igual a zero.

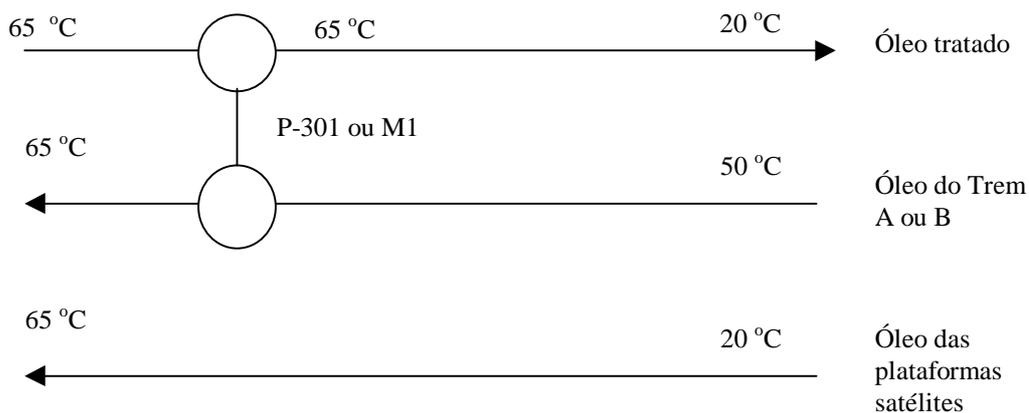


Figura 50 - Rede de trocadores existente na produção de óleo

O “retrofit” para a produção de óleo é relativamente fácil:

- i. Foi determinado através do Software que o ΔT_{min} ótimo para este sistema é 11 °C.
- ii Não existe nenhuma integração sendo realizada entre as correntes do processo. Existe somente o trocador P-301 que está fora de operação.
- iii. Eliminamos o trocador que se encontra fora de operação.
- iv. Relocamos o trocador óleo cru X óleo tratado para o aquecimento do óleo das plataformas satélites.
- v. Não existe “loop” ou “path” para desenvolver melhorias, pois a opção de escolha é única.
- v. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação do trocador P-301 para os novos fluidos e as novas condições operacionais. Foi determinado um ΔT_{min} de 6 °C obtido entre a entrada do óleo tratado do trem A e a saída do óleo das plataformas

satélites. Este resultado é melhor do que o esperado, pois a área disponível (726,9 m²) é maior do que a área mínima ótima para um projeto novo.

A Tabela 09 mostra os dados econômicos para os dois trens de produção.

Tabela 09: Dados econômicos do trocador relocado na produção de óleo.

Trocador	Calor trocado (kW)	Economia U\$	Área m ²	Montagem U\$	Investimento U\$	Tempo de retorno (anos)
Óleo das plataformas satélites X Óleo tratado do trem A	1522	175468	726,9	45000	45000	3 meses e 3 dias
Óleo das plataformas satélites X Óleo tratado do trem B	1522	175468	726,9	45000	45000	3 meses e 3 dias

A Figura 51 mostra a rede após o “retrofit”. Nele podemos ver a corrente quente de óleo tratado variando de 65 °C até 20 °C e as correntes frias: óleo do trem A ou B variando de 50 a 65 °C e óleo das plataformas satélites variando de 20 a 65 °C. O trocador P-301 ou P-401 está representado por M1. Este foi relocado para a corrente de óleo tratado X óleo das plataformas satélites, com uma carga térmica de 1522 kW.

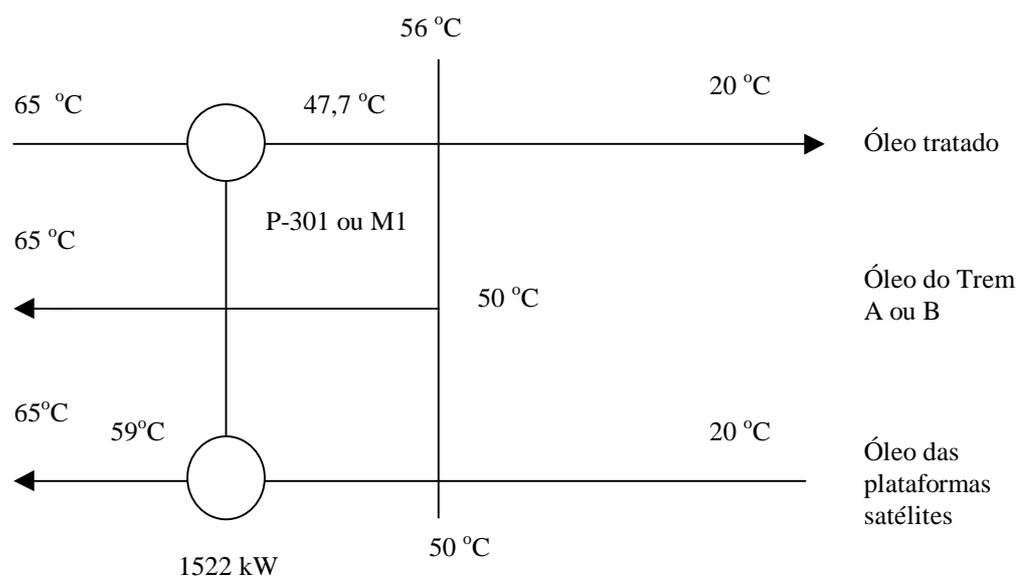


Figura 51 – Rede de trocadores após o “retrofit”

5.2 - UNIDADE DE DESSULFURIZAÇÃO

A Tabela 10 mostra os dados de vazão, temperatura, Cp e coeficiente de película para as correntes do processo.

Tabela 10: Dados da Unidade de Dessulfurização

Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/°C.m2)
		Entrada	Saída			
MEA pobre	71372	120	43	1,09	78025	407
MEA rica	65673	53	115	1,16	76378	407
Condensado calor latente	6290	111	110	618	3899039	8513
condensado calor sensível	6290	110	68	1,09	6856	430
MEA reboiler	8663	121	122	609	5314226	2908

A Figura 52 mostra a rede existente. Nele podemos ver as correntes frias: MEA reboiler variando de 121 °C a 122 °C e MEA rica variando de 53 °C a 115 °C e as correntes quente: MEA pobre variando de 120 °C a 43 °C e condensado variando de 111 °C a 68 °C. O trocador P-4711 está representado por M1, com uma carga térmica de 2956 kW.

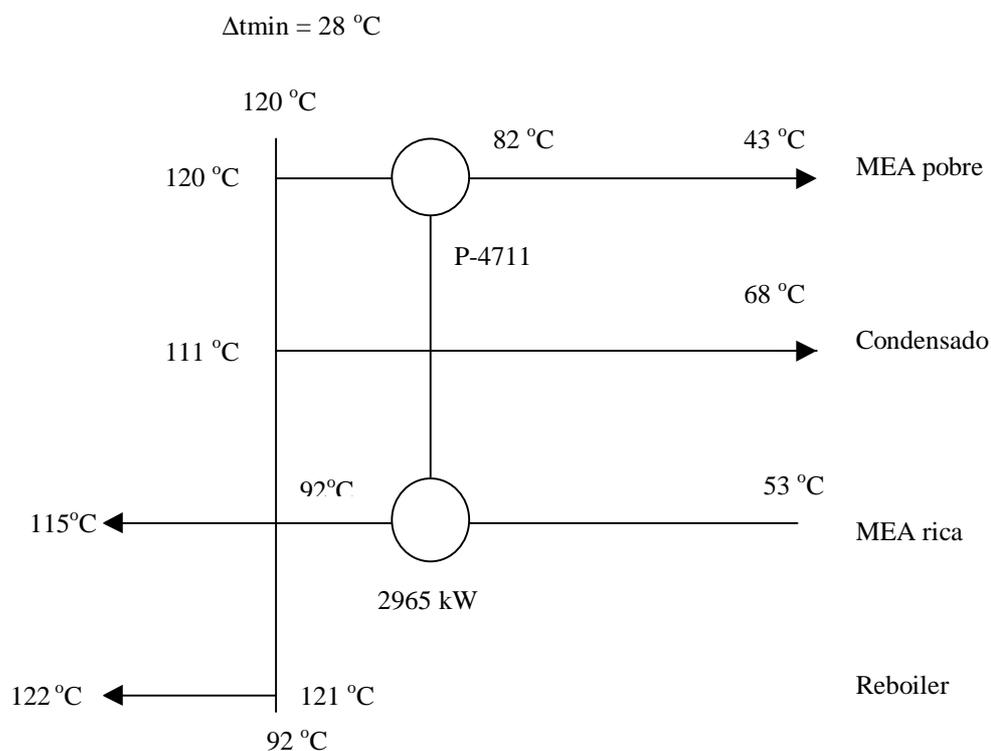


Figura 52 – Rede de trocadores existente na Unidade de Dessulfurização

O “retrofit” para a unidade de dessulfurização ocorre sem problema.:

Foi determinado através do software Supertarget da Linnhoff March que o ΔT_{min} ótimo para este sistema é de 19 °C. O trocador existente M1 não atinge este valor e a troca de calor pode ser ampliada.

Existe a possibilidade do trocador M2 ser instalado entre as correntes MEA pobre X MEA rica ou entre as correntes de condensado X MEA rica. Faremos a análise dos dois casos.

Caso 01 - considerando a troca ser entre MEA rica X condensado

A equação de custo para este trocador será:

$$\text{Custo do trocador[US\$]} = 800[\text{US\$/m}^2] * \text{Área}[\text{m}^2]$$

- i. Não existe nenhuma integração sendo realizada entre estas corrente do processo.
- ii. Instalamos o trocador M2.
- iii. Não existe “loop” ou “path” para desenvolver melhorias.
- iv. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação do trocador M2.

A Tabela 11 mostra os dados econômicos do aumento de área usado no “retrofit”.

Tabela 11: Dados econômicos do trocador

Trocador	Calor trocado (kW)	Economia US/ano	Área m ²	Montagem U\$	Investimento U\$	Tempo de retorno (anos)
M2- MEA rica X condensado	701	81131	38,75	100000	131000	1 ano e 7 meses

No cálculo do tempo de retorno não está incluído o lucro cessante com a perda de produção de óleo e gás, devido a parada de unidade para instalar as interligações do trocador.

A Figura 53 mostra a rede após o ajuste. Nele podemos ver as correntes frias: MEA reboiler variando de 121 °C a 101 °C e MEA rica variando de 53 °C a 115 °C e as correntes quente: MEA pobre variando de 120 °C a 43 °C e condensado variando de 111 °C a 68 °C. O trocador P-4711 está representado por M1, com uma carga térmica de 2956 kW e trocador novo M2 entre as correntes de condensado e MEA rica com carga térmica de 701 kW.

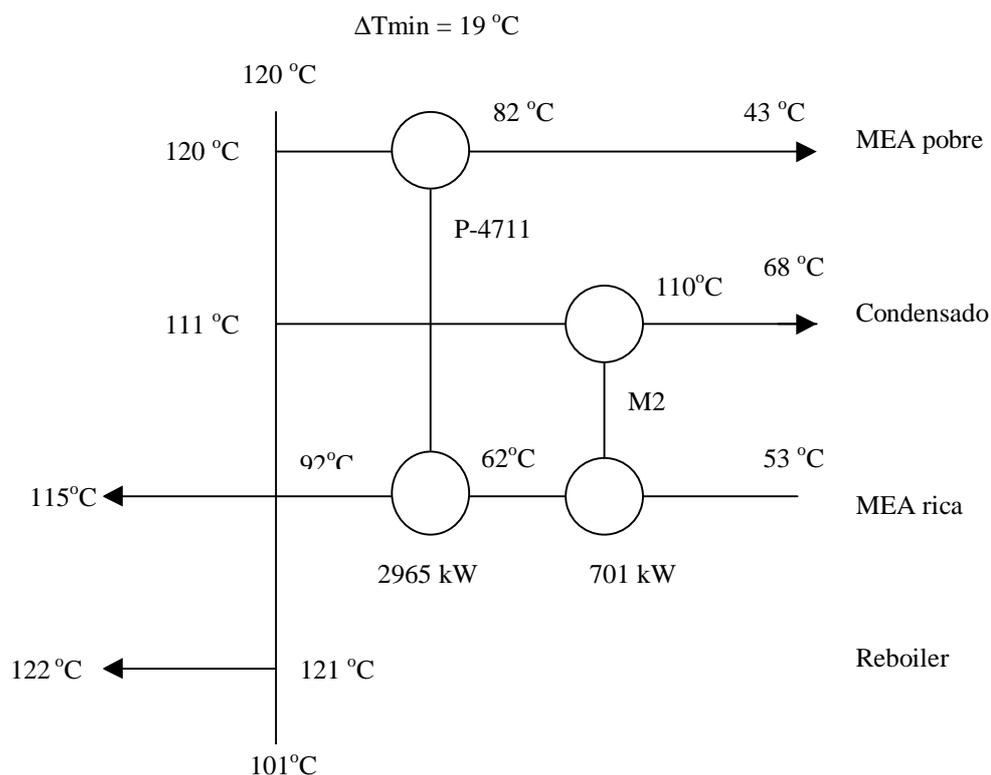


Figura 53 – Rede de trocadores para a Unidade de dessulfurização após o “retrofit”, considerando o caso 01

Caso 02 - considerando a troca ser entre MEA pobre X e MEA rica

A equação de custo para este trocador será:

$$\text{Custo do trocador[US\$]} = 800[\text{US\$/m}^2] * \text{Área[m}^2]$$

- i. Foi determinado através do software Supertarget da Linnhoff March que o ΔT_{\min} ótimo para este sistema é de 19 °C.
- ii. Não existe nenhuma integração sendo realizada entre estas correntes do processo.

iii. Instalamos o trocador M2.

iv. Existe um “loop” formado pelos trocadores M1 e M2, porém é inviável a retirada desta loop, pois M1 já existe e necessitamos ampliar a área de troca térmica. Eliminar o “loop” implica em descartar a área M1.

v. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação do trocador M2.

A Figura 54 mostra a rede após o “retrofit”. Nele podemos ver as correntes frias: MEA reboiler variando de 121 °C a 122 °C e MEA rica variando de 53 °C a 115 °C e as correntes quente: MEA pobre variando de 120 °C a 43 °C e condensado variando de 111 °C a 68 °C. O trocador P-4711 está representado por M1, com um calor trocado de 2956 kW.e trocador novo M2 entre as correntes de MEA pobre e MEA rica com carga térmica de 701 kW.

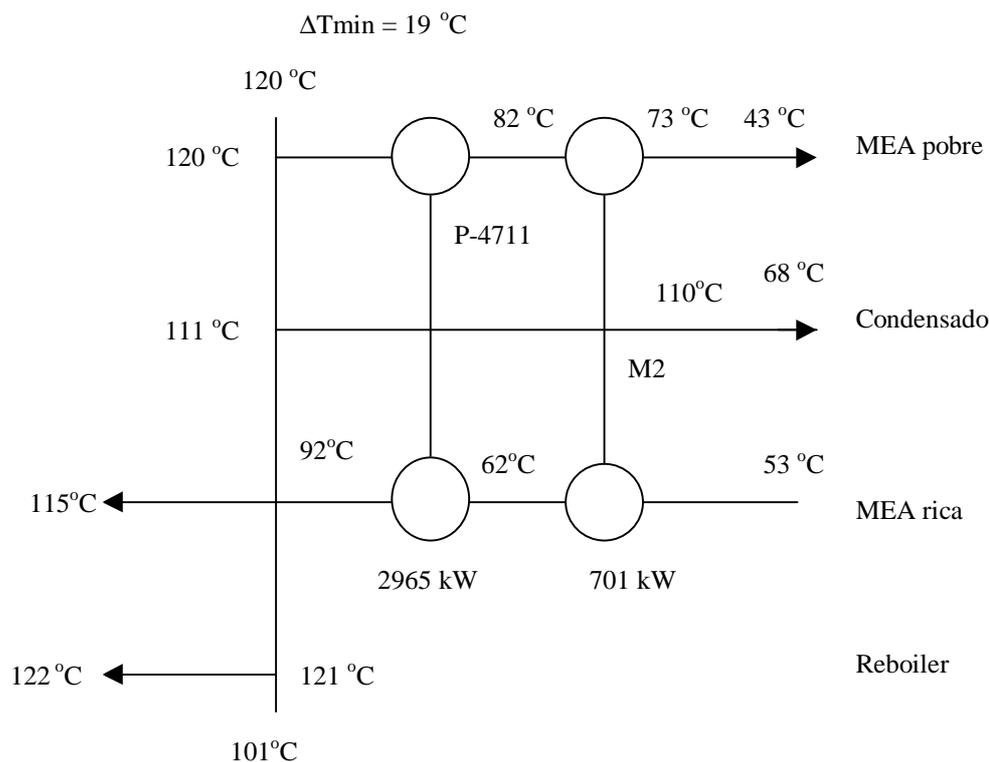


Figura 54 – Rede de trocadores para a Unidade de dessulfurização após o “retrofit”, considerando o caso 02

A Tabela 12 mostra os dados econômicos do aumento de área usado no “retrofit”.

Tabela 12: Dados econômicos dos trocador

Trocador	Calor trocado (kW)	Economia US\$/ano	Área m ²	Montagem US\$	Investimento US\$	Tempo de retorno(anos)
M2- MEA pobre/MEA rica	701	82131	183,5	39000	185800	2 anos e 3 meses

Para instalar este trocador não se exigirá parada da unidade, pois existem espera na tubulações.

5.3 - SISTEMA DE COMPRESSÃO PRINCIPAL

Este sistema possui somente correntes quentes. São correntes resultantes da compressão do gás natural que necessitam ser resfriadas.

A Tabela 13 mostra os dados de vazão, temperatura, Cp e coeficiente de película para as correntes do processo.

Tabela 13: Dados do sistema de compressão principal

TC	Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/°C.m2)
			Entrada	Saída			
1	Gás de baixa	23800	200	36	0,663	15782	240
1	Gás de alta	23800	190	36	0,663	15782	240
2	Gás de baixa	23800	200	36	0,663	15782	240
2	Gás de alta	23800	190	36	0,663	15782	240

São três turbo-compressores de mesma capacidade, normalmente dois operando e um de reserva ou em manutenção.

Não existe nenhuma integração possível, mas sem dúvida estas correntes são fontes de calor que serão importante na integração com os outros sistemas.

5.4 INTEGRAÇÃO DOS SISTEMAS

A integração energética dos sistemas é mais complexa do que a análise individual de cada sistema, pois deve ser feita analisando diversos aspectos, tais como:

- a) A localização e a distancia entre os sistemas. Deve ser verificado se a pressão é suficiente para escoar a vazão desejada. Caso contrário, a análise deve levar em conta a inclusão de bombas se o processo permitir.
- b) Os tipos de fluidos. No caso de trinca, corrosão alveolar com furo, ou outro problema, pode haver contaminação do fluido de maior pressão para o de menor pressão.
- c) O início e o fim da operação de um sistema. A lógica da instrumentação deve prever todo intertravamento das possibilidades de uma parada de emergência de qualquer parte ou integral de um dos sistemas.
- d) A flexibilidade. Um processo deve estar pronto para assumir parâmetros e configurações de alinhamento que permitam sua otimização e liberação de equipamento para manutenção.

A matriz apresentada na Tabela 14 foi desenvolvida para mostrar os casos onde a interação é possível.

Tabela 14: Matriz de integração

		Correntes		Quentes	
		Trem A	Trem B	Unidade de Dessulfurização	Sistema de compressão
C o r r e n t e s	Trem A	Existente, porém está fora de operação devido à alta perda de carga e a baixa eficiência item 5.1	Inviável. Devido à distância e à possibilidade de uma integração é melhor fazê-la dentro do próprio trem	possível item 5.4.1	possível item 5.4.2
	Trem B	Inviável, devido à distância e à possibilidade de uma integração, é melhor fazê-la dentro do próprio trem	Existente, porém está fora de operação devido à alta perda de carga e à baixa eficiência item 5.1	inviável devido à distância	possível item 5.4.2
F r i a s	Unidade de Dessulfurização	Não existe ΔT disponível	Não existe ΔT disponível	Possível. Item 5.2	Inviável devido à falta de espaço para colocar novos refervedores
	Óleo das plataformas satélites	Possível. Alternativa verificada no item 5.1	Possível. Alternativa verificada no item 5.1	Possível. Item 5.4.3	Possível. Item 5.4.4

5.4.1 - Integração da Unidade de Dessulfurização com a Trem A de produção

A Tabela 15 mostra os dados das correntes frias do Trem A e as correntes quentes da Unidade de Dessulfurização.

Tabela 15: Dados da produção de óleo

Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/°C.m2)
		Entrada	Saída			
Óleo do trem A	318291	50	65	0,951	302430	686
MEA pobre	71372	71	43	1,09	78026	407
Condensado - calor latente	6290	111	110	619	3899039	8513
Condensado - calor sensível	6290	110	68	1,09	6856	430

A corrente de MEA pobre, nesta análise está disponível a 71 °C, depois de passar pelo trocador MEA pobre X MEA rica.

O custo estimado para estes trocadores foi:

$$. \text{Custo do trocador[US\$]} = 800[\text{US\$/m}^2] * \text{Área}[\text{m}^2]$$

- i. Foi determinado através do software Supertarget da Linnhoff March que o Δt_{min} ótimo para este sistema e de 18 °C.
- ii. Não existe nenhuma integração sendo realizada entre as corrente do processo.
- iii. Instalamos um trocador entre as correntes de óleo do trem A X condensado e outro entre a corrente óleo do trem A X MEA pobre
- iv. Não existe “loop” ou “path” para desenvolver melhorias.
- v. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação do trocador M1 e M2.

A Figura 55 mostra o diagrama de grade com a colocação de dois novos trocadores. Nele podemos ver as correntes quentes: MEA pobre variando de 73 °C a 43 °C e condensado variando de 111 °C a 68 °C e a corrente fria óleo do trem A.

O trocador M1 com uma carga térmica de 4206 kW .e trocador M2 com carga térmica de 701 kW.

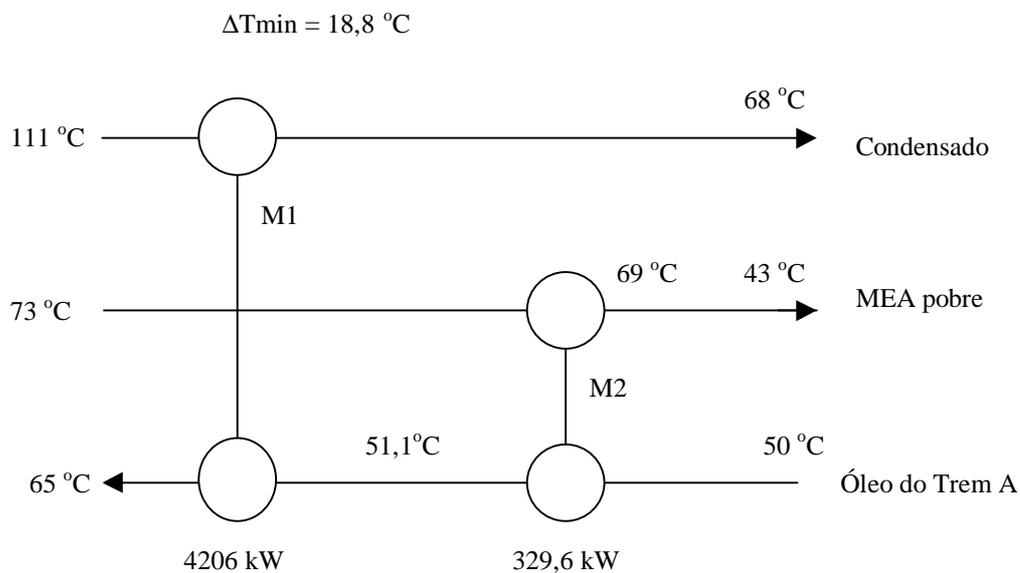


Figura 55 – Rede de trocadores para a integração da Unidade de dessulfurização com o Trem A de produção

A Tabela 16 mostra os dados econômicos dos trocadores usados na integração dos sistemas.

Tabela 16: Dados econômicos dos trocador

Trocador	Calor trocado KW	Economia US\$/ano	Área m ²	Montagem US\$	Investimento US\$	Tempo de retorno(ano)
MEA pobre/Óleo Trem A	330	39199	69,14	40000	95312	2 anos e 5 meses
Condensado/Óleo Trem A	4206	487425	228,7	100000	247160	6 meses e 3 dias

5.4.2 - Integração do Sistema de compressão com o Trem B de produção

A Tabela 17 mostra os dados das correntes frias do Trem A e as correntes quentes do sistema de compressão de gás.

Tabela 17: Dados das correntes da produção de óleo e sistema de compressão

Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/°C.m2)
		Entrada	Saída			
Óleo do trem B	318291	50	65	,950	302430	656
Gás de baixa do TC1	23800	200	36	0,66	15782	240
Gás de alta do TC1	23800	190	36	0,66	15782	240
Gás de baixa do TC2	23800	200	36	0,66	15782	240
Gás de alta do TC2	23800	190	36	0,66	15782	240

- i. Foi determinado através do software Supertarget da Linnhoff March que o Δt_{min} ótimo para este sistema é 60°C.
- ii. Não existe nenhuma integração sendo realizada entre as corrente do processo.
- iii. Instalamos os trocadores M1, M2, M3 e M4
- iv. Não existe “loop” ou “path” para desenvolver melhorias.
- v. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação dos trocadores M1, M2, M3 e M4.

A Tabela 18 mostra os dados econômicos dos trocadores usados na integração dos sistemas.

Tabela 18: Dados econômicos dos trocador

Trocador	Calor trocado kW	Economia US\$/ano	Área m ²	Montagem US\$	Investimento US\$	Tempo de retorno
M1- Óleo do trem A X gás de baixa do TC1	1136	131635	68,3	40000	144209	1 ano e 1 mês
M2- Óleo do trem A X gás de baixa do TC2	1132	131176	63,1	40000	136417	1 ano e 14 dias
M3- Óleo do trem A X gás de alta do TC1	1134	131399	76,2	40000	156387	1 ano e 2 meses
M4- Óleo do trem A X gás de alta do TC2	1134	131412	72,0	40000	150031	1 ano e 2 meses

A Figura 56 mostra o diagrama de rede com a colocação de quatro novos trocadores. O corrente fria de óleo do trem A foi dividida em 2 corrente iguais. Cada corrente desta terá dois trocadores em série com gás de baixa e alta.

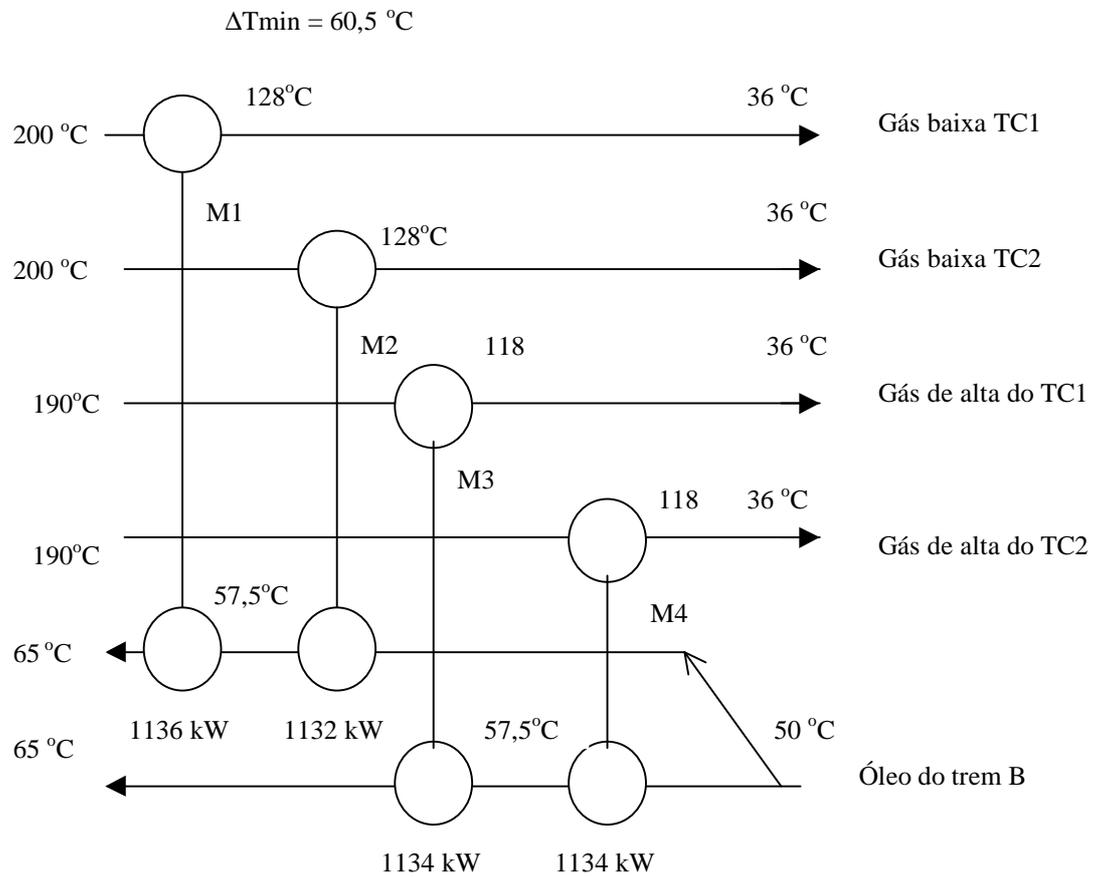


Figura 56 – Rede de trocadores para a integração do sistema de compressão com o

5.4.3 - Integração da Unidade de Dessulfurização com Óleo das plataformas satélites

A Tabela 19 mostra os dados da corrente fria de óleo das plataformas satélites e das correntes quentes da Unidade de Dessulfurização.

Tabela 19: Dados da corrente de óleo das plataformas satélites e unidade de dessulfurização

Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/°C.m2)
		Entrada	Saída			
Óleo das plataformas satélites	119340	20	65	0,654	78098	640
MEA pobre	71372	73	43	1,09	78026	403
Condensado calor latente	6290	111	110	619	3899039	8513
Condensado calor sensível	6290	110	68	1,09	5856	430

A temperatura de entrada da corrente de MEA pobre, nesta análise está disponível a 73 °C, depois de passar pelo trocador MEA pobre X MEA rica.

O custo estimado para estes trocadores foi:

$$\text{Custo do trocador[US\$]} = 800[\text{US\$/m}^2] * \text{Área[m}^2]$$

- i. Foi determinado através do software Supertarget da Linnhoff March que o Δt_{min} ótimo para este sistema é de 46 °C.
- ii. Não existe nenhuma integração sendo realizada entre as correntes do processo.
- iii. Instalamos os trocadores.
- iv. Não existe “loop” ou “path” para desenvolver melhorias.
- v. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação do trocador M1.

A Tabela 20 mostra os dados econômicos dos trocadores usados na integração dos sistemas.

Tabela 20: Dados econômicos do trocador

Trocador	Calor trocado kW	Economia US\$/ano	Área m ²	Montagem US\$	Investimento US\$	Tempo de retorno
M1 - Óleo das plataformas satélites X condensado	3514	407250	109,0	100000	187200	5 meses e 15 dias

A Figura 57 mostra o diagrama de grade com a colocação do novo trocador. Ele foi instalado entre as correntes de condensado e óleo das plataformas satélites (SS's) com uma carga térmica de 3514 kW.

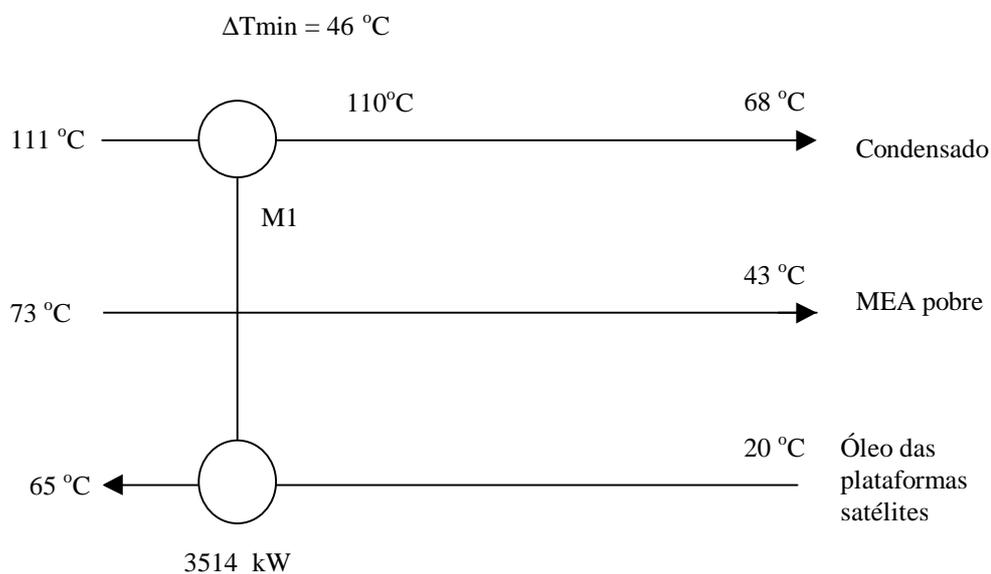


Figura 57 – Rede de trocadores para a integração da Unidade de Dessulfurização com o óleo das plataformas satélites

5.4.4 - Integração do Sistema de compressão com óleo das plataformas satélites

A Tabela 21 mostra os dados da corrente fria de óleo das plataformas satélites e as correntes quentes do sistema de compressão de gás.

Tabela 21: Dados da corrente de óleo das plataformas satélites e do sistema de compressão

Corrente	Vazão (kg/hora)	Temperatura (°C)		Cp (Wh/kg.°C)	CP (W/°C)	h (W/°C.m2)
		Entrada	Saída			
Óleo plataformas satélites	119340	20	65	0,65	78097	640
Gás de baixa	23800	200	36	0,66	15782	240
Gás de alta	23800	190	36	0,66	15782	240

O custo estimado para estes trocadores foi:

$$\text{Custo do trocador[US\$]} = 1528[\text{US\$/m}^2] * \text{Área}[\text{m}^2]$$

- i. Foi determinado através do software Supertarget da Linnhoff March que o Δt_{min} ótimo para este sistema e de 58°C.
- ii. Não existe nenhuma integração sendo realizada entre as corrente do processo.
- iii. Instalamos os novos trocadores.
- iv. Não existe “loop” ou “path” para desenvolver melhorias.
- v. Utilizando o HYSIM foi realizada uma simulação do trocador.

A Tabela 22 mostra os dados econômicos dos trocadores usados na integração dos sistemas.

Tabela 22: Dados econômicos dos trocadores

Trocador	Calor trocado kW	Economia US\$	Área m ²	Montagem US\$	Investimento US\$	Tempo de retorno
M1 - Gás de Baixa X Óleo das plataformas satélites	1757	203625	109,3	40000	206552	1 ano e 5 dias
M2 - Gás de alta X Óleo das plataformas satélites	1757	203625	121,9	40000	226263	1 ano e 1 mês

A Tabela 23 mostra uma síntese das alternativas avaliadas.

A Figura 58 mostra o diagrama de rede com a colocação de dois novos trocadores. O trocador M1 entre a corrente Gás de baixa do TC1 e 50 % do óleo das plataformas satélites e o outro trocador entre a de gás de alta do TC1 e 50 % do óleo das plataformas satélites.

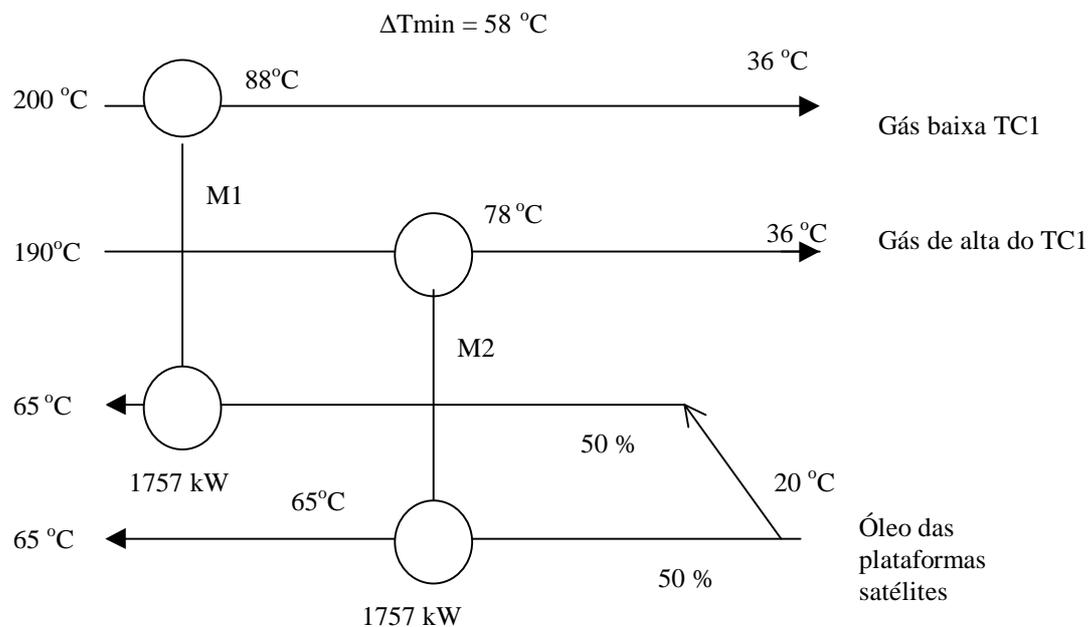


Figura 58 – Rede de trocadores para a integração do sistema de compressão com óleo das plataformas satélites

A Tabela 23 foi sintetizada para apresentar um resumo das alternativas.

Tabela 23: Quadro demonstrativo das alternativas propostas

Item	Retrofit	Calor recuperado(kW)	Custo de implantação (US\$)	Tempo de retorno	Vantagens e desvantagens
5.1	Produção de óleo	1588/ trem, totalizand do 3117	45000/ trem, totalizand do 90000	3 meses e 3 dias	Vantagens - Aproveitamento da área existente - Não necessita parada Nenhuma desvantagem
5.2	Unidade de dessulfurização caso 01 - MEA rica X condensado caso 02 - MEA rica X MEA pobre	701 701	131000 185800	1 ano e 7 meses 2 ano e 3 meses	caso 01 – Desvantagens - Exige parada de produção Caso 02 – Vantagens - Não exige parada de produção
5.4.1	Integração da unidade de dessulfurização e Trem A	4206	487425	6 meses e 3 dias	Vantagens - Proximidade das unidades - Quantidade de calor recuperada - Baixo tempo de retorno Desvantagens - Exige parada de produção
5.4.2	Integração do sistema de compressão com produção de óleo do Trem B	4536	587044	1 ano e 1 mês e 12 dias	Vantagens - Proximidade das unidades - Não exige parada de produção
5.4.3	Integração da unidade de dessulfurização com óleo das plataformas satélites	3514	187200	5 meses e 15 dias	Desvantagens - Exige partida de produção Vantagens - Baixo tempo de retorno (Esta alternativa compete com a 5.1 que mais vantajosa)
5.4.4	Integração do sistema de compressão com óleo das plataformas satélites	3514	432815	1 ano e 23 dias	Vantagens - Não exige parada de produção (Esta alternativa compete com a 5.1 que mais vantajosa)

CAPITULO 06

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Após a aplicação da metodologia proposta para o ajuste de processos em operação ao caso da Plataforma de Pampo, pudemos chegar a algumas conclusões, as quais são apresentadas abaixo, na forma de itens.

1 - Na produção de óleo é possível a relocação dos trocadores P-301 e P-401 para a corrente de óleo das plataformas satélites e óleo tratado. Na simulação para as novas condições operacionais foi determinado um ΔT_{min} de 6 °C, sem problemas de perda de carga. A área de troca antiga pode ser totalmente utilizada na nova condição. O projeto de relocação destes trocadores encontra-se em implantação.

2. O ajuste para a unidade de dessulfurização leva a dois caminhos distintos. No caso 01, que considera a troca de calor entre MEA rica e condensado, existe a necessidade de parada da unidade e, conseqüentemente, de parada da produção de óleo, com perda de 35000 barril/dia, ao custo de 20 US\$/barril, provocando um prejuízo de 700 000 US\$ / dia durante no mínimo 5 dias. No caso 02 que considera a troca de calor entre MEA pobre e MEA rica, não se necessita de parada de produção. Se não fosse este detalhe de parada da produção, a alternativa 1 seria a melhor. Por este motivo, a alternativa 2 é preferida.

3. Os turbo compressores da Plataforma de Pampo, assim como em todas as plataformas da Bacia de Campos usam utilidade fria (água de resfriamento, água do mar ou refrigeração a ar) para o resfriamento do gás natural comprimido. Estes gases normalmente estão entre 150 e 200 °C e são fontes de calor que devem ser utilizados para o aquecimento das corrente frias, normalmente o óleo cru.

4. A alternativa proposta no item 5.1 compete com as proposta do item 5.4.3 e 5.4.4. Então as propostas para a implementação são as do item 5.1, 5.2, 5.4.1 e 5.4.2, que juntas provocam um investimento de US\$ 1350269, uma economia de 11786 kW ou 1455469 US\$/ano, o que fornece um tempo de retorno de 11 meses e 4 dias para este investimento.

5. O calor necessário na produção de óleo é composto de 4206 kW para o aquecimento do óleo de Trem A, 4536 kW para o aquecimento do óleo do trem B e

3044 kW para o aquecimento do óleo das plataformas satélites, que é totalmente cedidos pelas correntes quentes. A Tabela 24 descreve um resumo.

Tabela 24 - Resumo do calor cedido para a produção de óleo

Item	Quem recebe	Quem cede	Quanto (kW)	Onde
5.1	Óleo das plataformas satélites	Óleo tratado do Trem A e B	3044	P-301(relocado) - Óleo tratado do Trem A X metade do óleo das plataformas satélites P-401(relocado)- Óleo tratado do Trem A X metade do óleo das plataformas satélites
5.41	Óleo do Trem A	Unidade de MEA	4206	Condensado X Óleo do trem A
5.42	Óleo do Trem B	Sistema de Compressão	4536	M1- Óleo do trem A X gás de baixa do TC1 M2- Óleo do trem A X gás de baixa do TC2 M3- Óleo do trem A X gás de alta do TC1 M4- Óleo do trem A X gás de alta do TC2
Total de calor recuperado			11786	

Como os fornos aquecedores existentes na Plataforma de Pampo têm capacidade de 8,52 MW, este calor recuperado equivale a 1,38 fornos.

6. Para o aquecimento do óleo das plataformas satélites existem 3 alternativas. Elas são apresentadas na Tabela 25.

Tabela 25: Resumo das alternativas para o óleo das plataformas satélites

Item	Trocador	Calor Trocado (kW)	Tempo de retorno
5.1	P-301(relocado) - Óleo tratado do Trem A X metade do óleo das plataformas satélites P-401(relocado)- Óleo tratado do Trem A X metade do óleo das plataformas satélites	3044	3 meses e 3 dias
5.4.3	M1 - Óleo das plataformas satélites X condensado	3514	5 meses e 15 dias
5.4.4	M1 - Gás de baixa X Óleo das plataformas satélites M2 - Gás de alta X Óleo das plataformas satélites	3514	1 ano e 3 dias

Apesar da alternativa 5.1 recuperar menos calor, ela é a preferível, pois apresenta menor tempo de retorno. Os trocadores são recuperados, inspecionados,

sem a necessidade de reparos. O investimento é menor, pois são 90 000 mil dólares de custo de montagem e não necessita parada de produção para as interligações das linhas do processo. Este projeto encontra-se na fase de detalhamento com execução prevista para este ano.

7. Durante a execução do “retrofit” (ajuste), inúmeros problemas ocorreram na utilização da metodologia do TJOE e LINNHOFF (1986), pois a aplicação desta metodologia neste trabalho traria resultados teóricos, mas não teria fins práticos para a execução de um projeto. Um método deve contemplar os detalhes, principalmente se estão envolvidos altos investimentos. O projeto de um ajuste de um planta em operação deve ser semelhante a projeto de execução.

Para contornar os problemas descritos no item 4.1, intuitivamente foram introduzidas modificações na metodologia existente para justificar a diferença entre a teoria e o projeto prático. Depois que os cálculos dos ajustes estavam prontos é que a nova metodologia foi proposta.

8. No item 14 da metodologia proposta o valor de 10 % para a diferença de custo entre a iteração n e $n-1$ merece mais estudos. Este valor não foi testado, e é apenas intuitivo.

9. Com a implantação do projeto proposto por este ajuste para a Plataforma de Pampo, o problema da falta de calor para o processamento de óleo novos estará resolvido. Será possível a operação de somente um aquecedor, ficando os outros dois de reserva.

10. A economia global do processo ficará em US\$ 1,45 milhões por ano, para um tempo de retorno de aproximadamente de 11 meses, o que é um resultado altamente favorável para uma aplicação industrial.

Por fim, podemos concluir que a sistemática proposta é muito interessante do ponto de vista da aplicação prática, uma vez que leva em consideração detalhe construtivos e de operação dos trocadores, garantindo que os resultados

obtidos estão mais próximos da realidade do que a sistemática de TJOE E LINNHOFF (1986)

Como sugestão para trabalhos futuros, propomos que esta sistemática seja aplicada a outros processos industriais, a fim de comprovar sua eficácia e obter resultados mais precisos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- GUNDERSEN, T., NAESS, L., "The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks
- HERKENHOFF, ROGÉRIO, G., "Introdução a PINCH TECHNOLOGY Aplicada a Redes de Trocadores", PETROBRAS/SEREC,1994.
- HOHMANN, E. C. "Optimal Networks for Heat Exchange", Ph.D. Thesis, University of Southern California, 1971.
- LINNHOFF, B., et al, User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy' Institution of Chemical Engineers, U.K., 1982.
- LINNHOFF, B., FLOWER, J.R., "Synthesis of Heat Exchanger Networks. Part I: Systematic Generation of Energy Optimal Networks", AIChE Journal, Vol 24, No 4, pp. 633-642, 1978.
- LINNHOFF, B., FLOWER, J. R., "Synthesis of Heat Exchanger Networks. Part II: Evolutionary Generation of Networks with Various of Optimality", AIChE Journal, Vol 24, No 4, pp. 642-654, 1978.
- LINNHOFF, B., HINDMARSH, E., "The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks", Chemical Engineering Science, Vol 38, No 5, pp. 745-763, 1983.
- LINNHOFF, B., TJOE, TJAAN, N., "Using Pinch Technology for Process Retrofit", Chemical Engineering , April 28,1986, Engineering Feature.
- NISHIDA, N., KOBAYASHI, S., ICHIKAWA, A., "Optimal Synthesis of Heat Exchange Systems. Necessary Conditions for Minimum Heat Transfer Area and Their Application to Systems Synthesis", Chemical Engineering Science, 26, pp. 1841-1856, 1971.
- PIOVESANI, PAULO, D., "Influência dos Coeficientes de Película na Otimização de Redes de Trocadores de Calor", Tese de Mestrado da UFRJ/COPPE, Janeiro, 1990.

SANTOS, JOSE ALVES, "Curso de ENGENHARIA ECONÔMICA",
PETROBRAS/SEDES/CEN-NOR,1985.

TOWNSEND, D. W., LINNHOFF, B., "Surface Area Targets for Heat Exchanger
Networks", ICemE Annual Res. Meeting, Bath, 1984.