

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE  
ESCOLA DE QUÍMICA E ALIMENTOS  
ENGENHARIA AGROINDUSTRIAL

**APLICAÇÃO DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM UM PROCESSO  
AGROINDUSTRIAL**

**Diego da Rocha Fagundes**

2016



## **APLICAÇÃO DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM UM PROCESSO AGROINDUSTRIAL**

**Diego da Rocha Fagundes**

Projeto de Conclusão de Curso  
apresentado à Universidade Federal do  
Rio Grande, como parte dos requisitos  
necessários à graduação em Engenharia  
Agroindustrial – Agroquímica

Orientador: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Juliana da Silveira Espindola

Co-Orientador: Prof. Dr. Marcelo Escobar Aragão

Santo Antônio da Patrulha, RS  
2016

## RESUMO

O presente trabalho consiste na aplicação de metodologias de integração energética em uma planta industrial de defensivos agrícolas. O mesmo tem por objetivo a minimização do consumo de utilidades do processo e, conseqüentemente, a redução dos custos operacionais e a geração de resíduos. Primeiramente, foi determinado o mínimo consumo de utilidades quentes e frias através da aplicação da metodologia *Pinch*. Os valores obtidos foram: 3,04 GW de utilidade quente e 448,86 GW de utilidade fria para um  $\Delta T_{\min}$  de 10°C, o que representa uma economia de 18,2% em utilidade quente e 0,2% em utilidade fria. Este resultado indica que existe espaço para integração do processo, principalmente para redução do consumo de utilidade quente. Após verificada a viabilidade de integração do processo, foi utilizado um modelo de programação matemática para obtenção da rede ótima de troca térmica. Nesta etapa foi utilizado um modelo simultâneo (*Synheat*) para obtenção da rede ótima, com mínimo custo de operação e de investimento. Foram testados modelos com diferentes números de estágios de troca térmica e diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$  implementados e resolvidos no software GAMS. O melhor resultado foi obtido com 3 estágios e um  $\Delta T_{\min}$  de 2°C, combinação na qual resultou em uma rede com menor custo total anual, de US\$ 4.761.670.000,00, apresentando um bom compromisso entre os custos de investimento e operacionais. Os resultados para essa condição foram comparados com os valores do processo sem integração atual obtendo-se uma economia de 19,89% em utilidade quente, verificando a viabilidade da rede proposta para integração energética neste processo.

**Palavras-chave:** Integração energética, indústria agroquímica, *Pinch*, *Synheat*.

## ABSTRACT

This work consists of applying energy integration methodologies in an industrial agrochemical process to obtain the minimum utility consumption of process utilities and hence reducing both, operating costs and waste generation. The Pinch technology was applied to determine the minimum hot and cold utility consumption. The following values were obtained: 3.04 GW for hot utility and 448.86 GW for the cold utility using a  $\Delta T_{\min}$  of 10°C, which represents an economy of 18.2% in hot utility and 0.2% in cold utility. This result pointed out that the energy integration was possible, mainly for the reduction in the hot utility consumption. Once verified the viability of process integration, a mathematical programming model was used to perform the synthesis of the heat exchange network. In this step, it was used a mathematical model (*Synheat*), in which the operating and investment costs are simultaneously minimized. Models with different number of stages and different values of  $\Delta T_{\min}$  were implemented and solved in GAMS. The best result was obtained with 3 stages and a  $\Delta T_{\min}$  of 2°C, for which the total annual cost was US\$ 4.761.670.000,00 resulting in a reasonable tradeoff between investment and operating costs. Comparing this result with the process without integration, it was achieved a economy of 19,89% in the hot utility consumption verifying the viability of the designed network for heat integration of this process.

**Keywords:** Heat Integration, Agrochemical Industry, Pinch, Synheat.

## LISTA DE FIGURAS

**Figura 1** - Relação entre custo de investimento e de operação para redes de trocadores de calor.

**Figura 2** - Gráfico de curva composta.

**Figura 3** - Panorama histórico das principais abordagens para síntese de redes.

**Figura 4** - Ilustração de um diagrama de intervalo de temperatura.

**Figura 5** - Superestrutura de dois estágios para duas correntes quentes e duas frias.

**Figura 6** - Gráfico de curvas compostas.

**Figura 7** - Rede de trocadores com o menor TAC.

## LISTA DE SÍMBOLOS

$A_{i,j}$	[m <sup>2</sup> ]	Área do trocador de calor entre as correntes i e j
$\alpha$	[U\$/m <sup>2</sup> ]	Coefficiente de custo para um trocador
$\alpha_{ij}$	[U\$/m <sup>2</sup> ]	Coefficiente de custo para o trocador entre correntes i e j
$\alpha_{cui}$	[U\$/m <sup>2</sup> ]	Coefficiente de custo para o trocador entre a utilidade fria e a corrente i
$\alpha_{hui}$	[U\$/m <sup>2</sup> ]	Coefficiente de custo para o trocador entre a utilidade quente e a corrente j
$\beta$	-	Coefficiente exponencial de custo
$c_f$	[U\$]	Custo fixo para um trocador
$cf_{ijk}$	[U\$]	Custo fixo para o trocador entre as correntes i e j no estágio k
$cf_{cu}$	[U\$]	Custo fixo para um trocador com utilidade fria
$cf_{hu}$	[U\$]	Custo fixo para um trocador com utilidade quente
$c_{cu}$	[U\$/kW.ano]	Custo da utilidade fria
$c_{hu}$	[U\$/kW.ano]	Custo da utilidade quente
$C_j$	-	Corrente fria j
$dt_{ijk}$	[°C]	Varição de temperatura no terminal entre as correntes i e j no estágio k
$dt_{cui}$	[°C]	Varição de temperatura no terminal entre a corrente i e a utilidade fria
$dt_{huj}$	[°C]	Varição de temperatura no terminal entre a corrente j e a utilidade quente
$\Delta T_{\min}$	[°C]	Diferença mínima de temperatura
$F_i$	[kW/K]	Capacidade calorífica da corrente quente i
$F_j$	[kW/K]	Capacidade calorífica da corrente fria j
$H_i$	-	Corrente quente i
$\Lambda_{ij}$	[kW]	Limite superior de carga térmica
$LMTD_{ijk}$	[°C]	Temperatura média logarítmica entre as correntes i e j no estágio k
$LMTD_{cui}$	[°C]	Temperatura média logarítmica entre as correntes i e a utilidade fria
$LMTD_{huj}$	[°C]	Temperatura média logarítmica entre as correntes j e a utilidade quente
$n_t$	-	Número total de trocadores
$N_T$	-	Número total de estágios
$\Omega$	-	Conjunto de restrições lineares
$q_{ijk}$	[kW]	Calor trocado pelas correntes i e j no estágio k
$q_{cui}$	[kW]	Calor trocado pela utilidade fria e a corrente i
$q_{huj}$	[kW]	Calor trocado pela utilidade quente e a corrente j
$T$	[°C]	Temperatura
$t_{ik}$	[°C]	Temperatura da corrente quente i no estágio k

$t_{jk}$	[°C]	Temperatura da corrente fria j no estágio k
$T_{CU}^{in}$	[°C]	Temperatura de entrada da utilidade fria
$T_{HU}^{in}$	[°C]	Temperatura de entrada da utilidade quente
$T_{CU}^{out}$	[°C]	Temperatura de saída da utilidade fria
$T_{HU}^{out}$	[°C]	Temperatura de saída da utilidade quente
$T_i^{in}$	[°C]	Temperatura de entrada da corrente quente i
$T_j^{in}$	[°C]	Temperatura de entrada da corrente fria j
$T_i^{out}$	[°C]	Temperatura de saída da corrente quente i
$T_j^{out}$	[°C]	Temperatura de saída da corrente fria j
$\Gamma_{ij}$	[°C]	Limite superior para a diferença de temperatura
x	-	Variáveis de estado
$Z_{ijk}$	-	Existência do trocador entre as correntes i e j no estágio k
$Z_{cui}$	-	Existência do trocador entre a corrente i e a utilidade fria
$Z_{huj}$	-	Existência do trocador entre a corrente j e a utilidade quente

**SUMÁRIO**

1	INTRODUÇÃO .....	9
2	OBJETIVOS.....	10
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	11
3.1	Integração de processos .....	11
3.1.1	Síntese de Processos .....	11
3.1.2	Análise de Processos .....	12
3.1.3	Otimização de Processos .....	12
3.2	Integração energética .....	12
3.2.1	Método Pinch.....	13
3.2.2	Programação matemática.....	16
4	METODOLOGIA .....	18
4.1	Método Pinch.....	18
4.2	Método Synheat .....	20
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES .....	24
5.1	Método Pinch.....	24
5.2	Método Synheat .....	26
6	CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS.....	31
	APÊNDICE A .....	34



## 1 INTRODUÇÃO

A necessidade de energia para operação dos processos industriais vem crescendo significativamente, gerando altos custos que impactam na lucratividade. O consumo de energia representa uma parcela considerável do custo operacional de um processo e também produz impactos ambientais, devido a geração de resíduos e emissões. Diante desse cenário, cada vez mais as empresas buscam o reaproveitamento de insumos e energia, como meio para redução de custos, através da aplicação de estratégias de integração mássica e energética de processos (NOVAZZI, 2007).

A integração energética de processos é uma técnica bastante empregada nas indústrias com o intuito de aumentar a eficiência dos processos, tornando-os mais autossuficientes e minimizando os custos com utilidades e insumos, garantindo assim, preços mais competitivos para seus produtos. As estratégias e conceitos de integração energética estão muito presentes na engenharia de processos, seja na implementação de processos novos, ou em alterações estruturais em processos já existentes. Com a integração energética, tem-se uma grande redução na geração de resíduos e efluentes, através de um gerenciamento adequado dos recursos e consequente prevenção da poluição, evitando assim perdas financeiras e contribuindo com a preservação do meio ambiente (NETO, 2005).

Neste trabalho foi realizada a aplicação de técnicas de integração energética em um processo industrial já existente. O principal objetivo dessa integração consiste em reduzir custos operacionais inerentes ao consumo energético através do projeto de uma rede de trocadores de calor. A avaliação e projeto da rede foram feitas através das metodologias *Pinch* e de programação matemática, *Synheat*.

O presente trabalho apresenta a seguinte estrutura: na seção 2 são apresentados os objetivos gerais e específicos do trabalho; uma breve fundamentação teórica sobre os métodos a serem utilizados no trabalho está apresentada na seção 3; os procedimentos de cada método bem como o algoritmo a ser utilizado no modelo *Synheat* são descritos na seção 4, visto que a metodologia *Pinch* foi utilizada apenas para determinação do consumo mínimo de utilidades; os resultados e conclusões do presente trabalho estão apresentados nas seções 5 e 6, respectivamente.

## 2 OBJETIVOS

Investigar a aplicação de técnicas de integração energética em um processo agroindustrial utilizando dados obtidos a partir de um estudo de caso de uma planta industrial de defensivos agrícolas. Buscou-se através desse trabalho, atingir alguns objetivos específicos abaixo listados:

- Identificar as correntes que realizarão a troca térmica;
- Determinar o mínimo consumo de utilidades quentes e frias;
- Aplicar metodologias de otimização e metodologia *Pinch*;
- Obter uma rede de transferência de calor otimizada para o estudo de caso.

### **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1 Integração de processos**

Um processo é definido como: “Qualquer operação ou sequência de operações, envolvendo uma mudança de estado, de composição, de dimensão ou outras propriedades que possam ser definidas relativamente a um padrão” (OLIVEIRA, 1999). Na indústria em específico, o processo é definido como um sistema de unidades e correntes, tratadas de modo integrado para a produção de um ou mais produtos. A Integração de Processos (IP) é uma metodologia holística usada no projeto de processos que visa obter melhorias e aumentar a eficiência do processo através do reaproveitamento de massa e de energia. A IP é uma ferramenta de projeto que consiste em técnicas de interação entre unidades e correntes, que auxiliam na tomada de decisões para atingir o objetivo em um processo (FONTANA, 2002). Em 1993, em um encontro organizado pela Agência Internacional de Energia (*International Energy Agency* (IEA)), a integração de processos foi definida como sendo “métodos gerais e sistemáticos para o projeto de sistemas integrados de produção, desde processos individuais até processos industriais complexos, com ênfase especial no uso eficiente de energia e na redução do seu impacto ambiental” (GUNDERSEN, 2000). Na IP estão presentes três etapas essenciais: Síntese, Análise e Otimização.

##### **3.1.1 Síntese de Processos**

A síntese de processo é a etapa de projeto na qual são definidos os elementos de processamento (unidades) e o arranjo entre esses elementos (correntes), de modo a obter um sistema estruturado, como uma solução para um dado problema de projeto. A síntese de processos engloba diversas metodologias e alternativas de processos. Em muitos casos o número de alternativas é muito grande e, por este motivo, o projetista necessita de metodologias a seguir para chegar em uma solução ótima ou próximo do ideal. Sem estas metodologias, o profissional tem como ponto de partida apenas sua experiência, o que pode ser prejudicial para o projeto, uma vez que um número limitado de alternativas são consideradas e, muito provavelmente, se obtém apenas uma solução viável. Muitas vezes a solução ótima pode estar dentro do conjunto de soluções não avaliadas (FONTANA, 2002).

Como resultado da síntese de processos é obtido um fluxograma, este apresenta a configuração dos vários equipamentos que compõem o processo e suas conexões. Posteriormente, é necessária uma análise para avaliar o desempenho do processo obtido.

### **3.1.2 Análise de Processos**

Ao contrário da síntese, em que se obtém a combinação dos elementos do processo dentro de subconjuntos, a análise consiste em decompor todos os elementos e avaliar o desempenho dos mesmos. Para a análise, as características do processo são preditas usando técnicas de análise que incluem modelos matemáticos, correlações empíricas e ferramentas computacionais. Estas previsões e validação do desempenho também podem ser obtidas a partir de experimentos em laboratórios e/ou em escalas de plantas piloto (FONTANA, 2002). Após a síntese e análise do processo serem realizadas, pode-se determinar se os objetivos do projeto serão ou não alcançados.

### **3.1.3 Otimização de Processos**

A otimização na integração de processos consiste na interação entre síntese e análise para obtenção de uma solução ótima. Em muitos casos, a otimização é aplicada já na etapa de síntese.

Com a aplicação da IP em processos já existentes, é possível reduzir os custos operacionais, enquanto que, para novos processos tem-se a redução de custos de operação e de investimento (ESCOBAR, 2011). A IP é igualmente aplicável para pequenas, médias e grandes instalações industriais, tais como centrais elétricas e refinarias de petróleo. A IP teve início na década de 70 como uma proposta para contornar o problema da crise do petróleo. As primeiras aplicações da IP foram no campo de integração de calor, visando a economia de energia (BREU; GUGGENBICHLER; WOLLMANN, 2008).

## **3.2 Integração energética**

No campo da integração de processos, a aplicação de integração energética está relacionada com a recuperação de calor entre correntes de processo, com o propósito de tornar o processo mais autossuficiente, do ponto de vista energético. Cada vez mais as indústrias buscam a aplicação desta técnica como intuito de reduzir seus custos e serem competitivas no mercado.

Em um processo industrial existe um grande número de correntes que necessitam ser aquecidas e/ou resfriadas. Com a combinação entre estas correntes tem-se a integração energética. Em geral, nem sempre as correntes quentes serão suficientes para suprir a necessidade de calor das correntes frias, ou vice-versa. Neste caso, é necessário o uso de utilidades, que tem a finalidade de fornecer ou remover o excedente de calor das correntes dentro do processo. A redução no consumo de energia está associada com a recuperação de calor entre as correntes, com isso tem-se um menor consumo de utilidades, consequentemente reduzindo os custos operacionais do processo (NETO, 2005).

A redução neste consumo de utilidades também é vantajosa do ponto de vista ambiental, visto que, o calor rejeitado de um processo além de representar um desperdício de combustível também contribui com o aumento da poluição (NOVAZZI, 2007).

Há cerca de 40 anos, a integração energética dependia muito da experiência do projetista, era realizada de maneira não-sistemática. Por volta da década de 80 esse cenário sofreu uma grande mudança com a proposta da metodologia *Pinch*, uma abordagem que permitiu ao projetista seguir uma sequência de regras na síntese de rede de trocadores de calor (LINHOFF *et al.*, 1982). Posteriormente novas metodologias para síntese de redes de trocadores de calor foram desenvolvidas, baseando-se em programação matemática (BIEGLER *et al.*, 1999).

### **3.2.1 Método *Pinch***

O conceito de temperatura *Pinch* foi introduzido pelo trabalho de Hohman (1971), e pelo trabalho de Linhoff e Flower (1978a; 1978b). Mas a metodologia *Pinch* foi consolidada no trabalho de Linhoff e Hindmarsh (1983). A partir daí, passou a ser muito reconhecida, tendo grande aceitação nas indústrias, por apresentar grande facilidade em sua aplicação

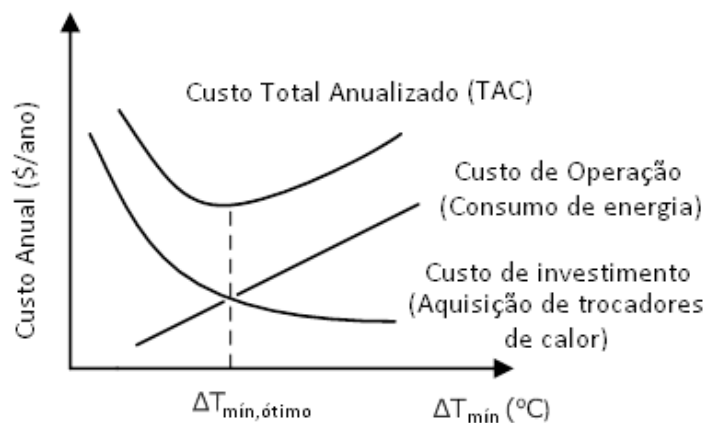
O método *Pinch* ou método do ponto de estrangulamento é baseado em restrições termodinâmicas, obedecendo a primeira e a segunda lei da termodinâmica (conservação de energia e aumento de entropia, respectivamente). Esta metodologia tem por objetivo utilizar a energia disponível em um conjunto de correntes quentes para aquecer correntes frias do processo. A rede de transferência de calor é obtida com base

nas propriedades das correntes do processo (vazões, temperaturas e capacidades caloríficas) e na aplicação de regras heurísticas.

A metodologia *Pinch* compreende a determinação do consumo mínimo de utilidades necessárias para o processo, do número mínimo de trocadores de calor e da área global mínima de transferência de calor, correspondente a um determinado diferencial mínimo de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ ) entre as correntes quentes e frias envolvidas. O  $\Delta T_{\min}$  corresponde à diferença mínima de temperatura que deve ser respeitada entre as entradas ou saídas dos trocadores de calor (LINNHOFF *et al.*, 1982).

A escolha do  $\Delta T_{\min}$  depende muito da experiência do projetista, das características do processo e da relação entre custos de investimentos e de operação. A Figura 1 apresenta a relação dos custos com o  $\Delta T_{\min}$ . Em geral utiliza-se um  $\Delta T_{\min}$  entre 5 e 20°C, sendo que, para valores abaixo deste intervalo, o custo com investimento da rede é muito elevado, pois tem-se a necessidade de trocadores com grandes áreas de trocas térmicas para que ocorra a transferência de energia e, para valores superiores, há um desperdício de energia (TURTON *et al.*, 2009).

**Figura 1** - Relação entre custo de investimento e de operação para redes de trocadores de calor.



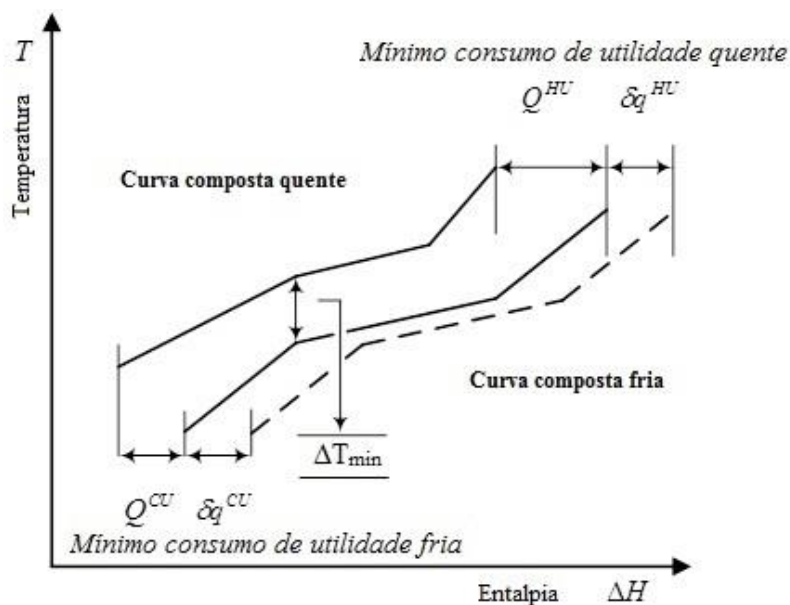
Fonte: ESCOBAR, 2011

A metodologia fornece curvas compostas, as quais são uma representação do balanço de energia do processo (perfis de Temperatura versus Entalpia). A Figura 2 representa uma ilustração qualitativa das curvas compostas de um processo. Considerando que todo calor disponível em um nível de temperatura mais alto pode ser transferido para níveis de temperatura inferiores, respeitando as leis da termodinâmica,

é possível visualizar a quantidade de energia que será adicionada ou retirada do sistema, através de utilidades quentes ( $Q^{HU}$ ) e frias ( $Q^{CU}$ ), respectivamente. As curvas compostas também permitem a identificação do ponto de estrangulamento (*Pinch*) e do  $\Delta T_{\min}$ .

O uso de utilidades está diretamente relacionado com o valor de  $\Delta T_{\min}$ , quanto maior for este valor, maior será a restrição imposta à troca térmica entre as correntes de processo, o que resulta em um maior afastamento horizontal entre as curvas compostas, acarretando assim em um maior consumo de utilidades.

**Figura 2** - Gráfico de curva composta.



Fonte: Adaptado ESCOBAR, 2011

Uma vez identificado o mínimo consumo de energia, uma rede de transferência de calor pode ser sintetizada utilizando regras heurísticas através do método *Pinch*. O método *Pinch* é uma técnica simples e de fácil entendimento. No entanto, deixa a desejar quando se trata de processos com muitas correntes, pois o número de combinações possíveis para troca de calor entre as correntes aumenta de forma exponencial (MENEGUZZO, 2011). Com a aplicação deste método o projetista chegará a uma solução viável para o processo, mas esta dificilmente será a solução ótima. Com esse intuito, utilizam-se aplicações através de programação matemática, onde é possível obter as combinações ótimas através de uma análise exploratória mais complexa de todo o conjunto de correntes candidatas à troca térmica (MENEGUZZO, 2011).

### 3.2.2 Programação matemática

Os métodos de programação matemática consistem em duas abordagens: o método sequencial, obtido a partir de adaptações da metodologia *Pinch* e o método simultâneo (*Synheat*).

#### 3.2.2.1 Método sequencial

Este é um método simples e consiste na decomposição do problema original em subproblemas. Essa estratégia foi adotada na época das primeiras abordagens algorítmicas, que ocorreram nas décadas de 60 e 70, quando não se tinha capacidade computacional disponível (GLEMMESTAD, 1997). Apesar de este método ser de fácil aplicação, apresenta algumas desvantagens por não serem considerados alguns fatores de forma rigorosa, resultando assim, em combinações subótimas (MENEGUZZO, 2011). Devido a isto, desenvolveu-se novas metodologias (métodos simultâneos) para que fosse possível chegar em uma solução ótima.

#### 3.2.2.2 Método *Synheat*

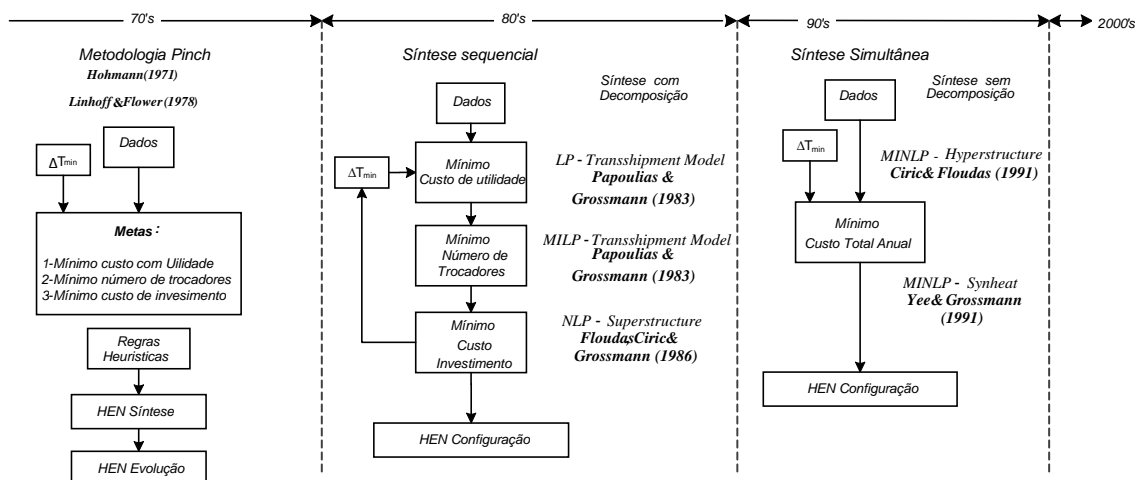
No final da década de 80 e início da década de 90 pesquisadores se empenhavam em obter formulações de otimização simultânea, com o intuito de resolver um problema sem desmembrá-lo, tratando-o como uma única tarefa (FLOUDAS, 1995). A Figura 3 apresenta uma visão histórica das principais abordagens para a síntese de rede de trocadores. A metodologia *Pinch* foi desenvolvida nos anos 70, com algumas adaptações, usando a programação matemática, obteve-se o método sequencial nos anos 80, e por último, nos anos 90, foi proposta a abordagem simultânea.

O modelo *Synheat*, proposto por Yee e Grossmann (1990) para a síntese sem decomposição do problema, tem sido bastante explorado em muitos trabalhos, dentre eles, no trabalho de Escobar (2011), que desenvolve uma metodologia para projeto de redes flexíveis com controladores descentralizados, no trabalho de Meneguzzo (2011), que aplica o método para avaliação do comportamento dinâmico de redes de trocadores de calor e, no trabalho de Braccia et al., (2013), que utiliza o modelo para o controle e reconfiguração de redes de trocadores de calor. Este modelo é baseado em uma superestrutura de múltiplos estágios de troca térmica, considerando uma mistura isotérmica ao final de cada estágio (YEE; GROSSMANN, 1990). Desta forma, não há necessidade de balanços de energia não lineares, já que o método apresenta apenas



restrições lineares, com exceção da função objetivo que é não linear (ESCOBAR, 2011).

**Figura 3** - Panorama histórico das principais abordagens para síntese de redes.



Fonte: Adaptado, ESCOBAR, 2011

O modelo *Synheat* determina simultaneamente o número de trocadores e seus tamanhos, suas posições e o uso de utilidades. Utilizando o modelo busca-se uma combinação que minimiza os custos de investimento e de operação. O modelo faz algumas considerações além da mistura isotérmica, como: a capacidade calorífica e o coeficiente de transferência de calor são considerados constantes no intervalo de temperatura; e os trocadores de calor possuem configuração contracorrente.

## 4 METODOLOGIA

O trabalho realizado consiste na aplicação de duas metodologias de integração energética para síntese de redes de trocadores de calor: a metodologia *Pinch* e a programação matemática. A primeira foi utilizada para obtenção do mínimo consumo de utilidades quentes e frias do processo industrial em estudo. Já a metodologia baseada em programação matemática permitiu determinar uma combinação ótima entre as correntes quentes e frias, conduzindo a uma solução ótima para o problema. Nas próximas seções são apresentados maiores detalhes das metodologias empregadas nesse estudo.

### 4.1 Método *Pinch*

A metodologia *Pinch* possui uma série de etapas, as quais foram adotadas neste trabalho. Sendo elas:

1. Identificação das correntes candidatas à troca térmica;
2. Construção do diagrama de intervalos de temperaturas; e
3. Construção do diagrama cascata e identificação do ponto de estrangulamento.

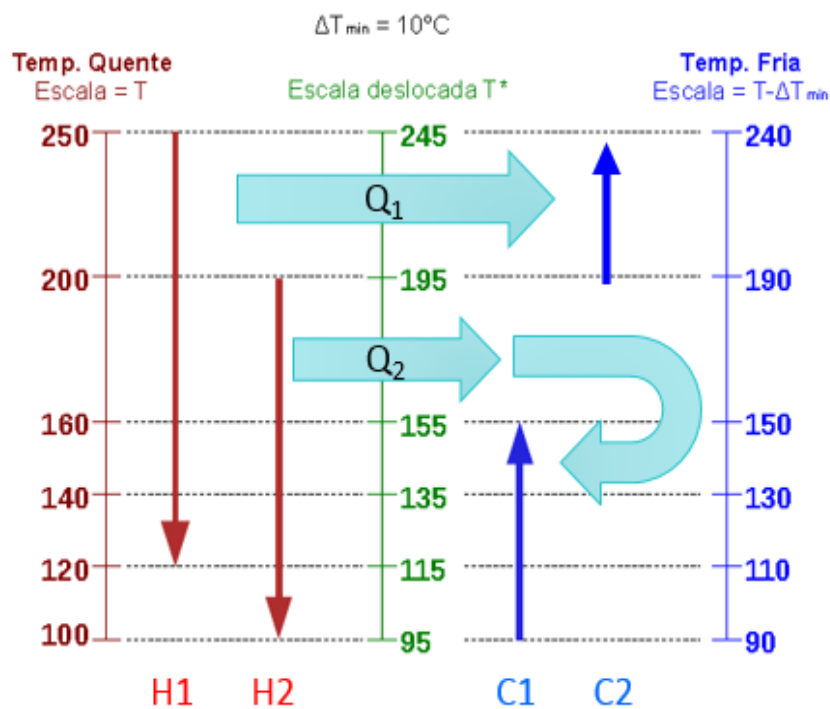
Inicialmente, realizou-se a identificação das correntes (quentes ou frias), suas temperaturas de entrada ( $T_{in}$ ) e de saída ( $T_{out}$ ), capacidade calorífica da substância ( $C_p$ ) ou capacidade calorífica média ( $C_{p,m}$ ) para o caso de mistura que estão sendo transportadas na corrente e as vazões mássicas das mesmas ( $\dot{m}$ ). A partir destas informações foi construído o diagrama de intervalos de temperaturas, o qual tem a finalidade de estabelecer os intervalos nos quais podem ocorrer trocas térmicas entre correntes quentes e frias. Para tanto, o diagrama é composto pelas temperaturas das correntes quentes e as temperaturas das correntes frias, em eixos distintos, de modo a respeitar o  $\Delta T_{min}$  entre as extremidades das correntes a serem integradas.

Com o diagrama de intervalos de temperatura, foi possível construir o diagrama cascata, o qual tem por finalidade a identificação da quantidade de calor ( $Q$ ) que é: (a) transferida entre as correntes dentro de um mesmo intervalo de temperatura; ou (b) transferida para correntes em um intervalo imediatamente inferior (e de menor temperatura). Essas transferências ocorrem respeitando as leis da termodinâmica, sendo eles: conservação de energia (primeira lei) e a transferência de calor ocorrendo da fonte mais quente para a mais fria (consequência da segunda lei). A quantidade de calor transferida é obtida a partir da Equação 1.

$$Q = \dot{m}Cp(T_{out} - T_{in}) \quad (1)$$

A Figura 4 apresenta um sistema ilustrativo composto por quatro correntes, duas correntes quentes (H1 e H2) e duas correntes frias (C1 e C2), também são apresentadas as escalas das temperaturas quentes e frias. No sistema é possível observar o calor transferido no mesmo intervalo de temperatura ( $Q_1$ ) e para o intervalo imediatamente inferior ( $Q_2$ ).

**Figura 4** - Ilustração de um diagrama de intervalo de temperatura.



Fonte: Próprio autor, 2016.

Utilizando o diagrama cascata foi possível encontrar as posições exatas onde há necessidade de acrescentar e/ou retirar calor das correntes. O ponto de maior necessidade energética é o ponto de *Pinch*, ou ponto de estrangulamento, associado ao mínimo consumo energético de utilidade quente necessário para suprir as necessidades das correntes do processo. A utilidade quente é fornecida em um nível de temperatura mais alto, sendo o calor transferido em um mesmo nível de temperatura, e o excedente transferido para um nível mais baixo de temperatura. Inevitavelmente, algum calor deve ser rejeitado para uma utilidade fria no nível mais baixo de temperatura. Este valor representa o mínimo consumo energético de utilidade fria. Ambos valores estão intimamente relacionados com o  $\Delta T_{min}$ , que deve ser

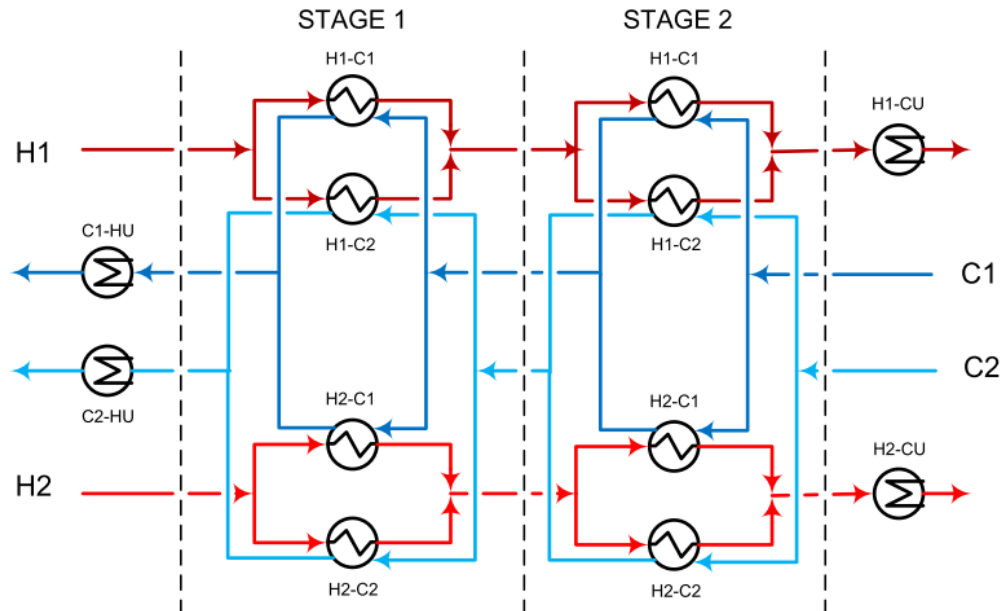
selecionado pelo projetista. Desta forma, não pode haver transferência de energia através do ponto do *Pinch*, de modo a garantir o consumo mínimo de utilidades.

Com os valores das utilidades necessárias para o processo, partiu-se para a programação matemática, utilizando o modelo *Synheat*, para projeto da rede de trocadores de calor.

#### 4.2 Método *Synheat*

Este modelo matemático é baseado em uma superestrutura de múltiplos estágios, na qual se considera explicitamente todas as combinações possíveis de troca térmica entre as correntes quentes e frias do processo. A Figura 5 apresenta uma superestrutura na qual o modelo é baseado, onde o número de estágios  $N_T$  é geralmente determinado pelo maior valor de  $N_H$  (número de correntes quentes) ou  $N_C$  (número de correntes frias). Em cada estágio, as correntes são divididas e direcionadas para cada potencial trocador de calor entre correntes quentes e frias. As correntes são misturadas isotermicamente após a passagem pelo trocador, formando a corrente que entra no próximo estágio.

**Figura 5** - Superestrutura de dois estágios para duas correntes quentes e duas frias.



Fonte: ESCOBAR, 2011.

O problema é composto por um grupo de correntes quentes  $i$ , que devem ser resfriadas de suas temperaturas de entrada ( $T_i^{in}$ ) para suas temperaturas de saída ( $T_i^{out}$ ); um grupo de correntes frias  $j$ , que devem ser aquecidas de suas temperaturas de entrada ( $T_j^{in}$ ) para suas temperaturas de saída ( $T_j^{out}$ ); a capacidade calorífica das correntes quentes ( $F_i$ ) e das

correntes frias ( $F_j$ ); as utilidades disponíveis (HU para utilidades quentes e CU para utilidades frias) e suas respectivas temperaturas de entrada ( $T_{CU}^{in}, T_{HU}^{in}$ ) e de saída ( $T_{CU}^{out}, T_{HU}^{out}$ ). É dado também um custo fixo  $c_f$  para os trocadores de calor, e os coeficientes  $\alpha$  e  $\beta$  para calcular o custo dos trocadores de acordo com suas áreas (Custo =  $c_f + \alpha A^\beta$ ) onde A é a área de troca térmica do trocador. O problema consiste em encontrar uma rede com um mínimo custo anual de operação e investimento. Uma rede é proposta com um número ( $n_t$ ) de trocadores de respectiva área ( $A_{ij}$ ) e com consumo de utilidades ( $q_{cui}$   $q_{huj}$ ). A seguir é descrito o modelo matemático completo do método *Synheat*.

$$\min_{x \in \Omega} \left\{ \begin{array}{l} \sum_{i \in HP} c_{cu} q_{cui} + \sum_{j \in CP} c_{hu} q_{huj} + \\ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} c_{fijk} z_{ijk} + \sum_{i \in HP} c_{fcu} z_{cui} + \sum_{j \in CP} c_{fhu} z_{huj} + \\ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} \alpha_{ij} \left( \frac{q_{ijk}}{U_{ij} LMTD_{ijk}} \right)^\beta + \sum_{i \in HP} \alpha_{cui} \left( \frac{q_{cui}}{U_{cui} LMTD_{cui}} \right)^\beta + \sum_{j \in CP} \alpha_{huj} \left( \frac{q_{huj}}{U_{huj} LMTD_{huj}} \right)^\beta \end{array} \right\}$$

$$x = \left\{ \begin{array}{l} z_{ijk}, z_{cui}, z_{huj}; \\ t_{ik}, t_{jk}; \\ dt_{ijk}, dt_{cui}, dt_{huj}; \\ q_{ijk}, q_{cui}, q_{huj}; \\ \forall i \in HP, j \in CP, k \in ST \end{array} \right\}$$

$$\Omega = \left\{ \begin{array}{l}
\left. \begin{array}{l}
(T_i^{in} - T_i^{out})F_i = \sum_{\forall k \in ST} \sum_{\forall j \in CP} q_{ijk} + q_{cui} \\
(T_j^{out} - T_j^{in})F_j = \sum_{\forall k \in ST} \sum_{\forall j \in HP} q_{ijk} + q_{huj}
\end{array} \right\} \text{ Balanço de energia global} \\
\left. \begin{array}{l}
(t_{ik} - t_{i,k+1})F_i = \sum_{\forall j \in CP} q_{ijk} \\
(t_{jk} - t_{j,k+1})F_j = \sum_{\forall i \in HP} q_{ijk}
\end{array} \right\} \text{ Balanço de energia para o estágio} \\
\left. \begin{array}{l}
t_{i1} = T_i^{in}, \quad t_{j,N_T+1} = T_j^{in} \\
t_{ik} \geq t_{i,k+1}, \quad t_{jk} \geq t_{j,k+1} \\
T_i^{out} \leq t_{i,N_T+1}, \quad T_j^{out} \geq t_{j1}
\end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Temperatura de entrada} \\ \text{Restrições de temperatura} \end{array} \\
\left. \begin{array}{l}
(t_{i,N_T+1} - T_i^{out})F_i = q_{cui} \\
(T_j^{out} - t_{j1})F_j = q_{huj}
\end{array} \right\} \text{ Carga de utilidades} \\
\left. \begin{array}{l}
q_{ijk} - \Lambda_{ij}z_{ijk} \leq 0 \\
q_{cui} - \Lambda_i z_{cui} \leq 0 \\
q_{huj} - \Lambda_j z_{huj} \leq 0
\end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Restrições} \\ \text{lógicas} \end{array} \\
\left. \begin{array}{l}
dt_{ijk} \leq t_{ik} - t_{jk} + \Gamma_{ij}(1 - z_{ijk}) \\
dt_{ij,k+1} \leq t_{i,k+1} - t_{j,k+1} + \Gamma_{ij}(1 - z_{ijk}) \\
dt_{cui} \leq t_{i,N_T+1} - T_{cu}^{out} + \Gamma_i(1 - z_{cui}) \\
dt_{huj} \leq T_{hu}^{out} - t_{j1} + \Gamma_j(1 - z_{huj})
\end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Temperaturas} \\ \text{nos terminais} \end{array} \\
dt_{ijk}, dt_{cui}, dt_{huj} \geq \Delta T_{min} \\
z_{ijk}, z_{cui}, z_{huj} \in \{0,1\} \\
q_{ijk}, q_{cui}, q_{huj} \geq 0 \\
\forall i \in HP, j \in CP, k \in ST
\end{array} \right\}$$

Para eliminação de problemas causados por possíveis divisões por zero, a diferença de temperatura média logarítmica (LMTD - *Log Mean Temperature Difference*) é substituída pela aproximação (CHEN, 1987):

$$LMTD_{ijk} = \left[ dt_{ijk} dt_{ijk+1} \frac{dt_{ijk} + dt_{ijk+1}}{2} \right]^{1/3}, i \in HP, j \in CP, k \in ST$$

$$LMTD_{cui} = \left[ dt_{cui} (T_i^{out} - T_{CU}^{in}) \frac{dt_{cui} + (T_i^{out} - T_{CU}^{in})}{2} \right]^{1/3}, i \in HP$$

$$LMTD_{huj} = \left[ dt_{huj} (T_{HU}^{in} - T_j^{out}) \frac{dt_{huj} + (T_{HU}^{in} - T_j^{out})}{2} \right]^{1/3}, j \in CP$$

Para a programação e otimização matemática, o modelo utilizado foi implementado em GAMS (*General Algebraic Modeling System*), no trabalho de Escobar (2011). No presente trabalho, os parâmetros do modelo foram ajustados de modo a representar o processo em estudo.

Uma vez calculado o consumo mínimo de energia do processo (*Pinch*), o valor deve ser comparado com o consumo do processo atual, verificando se existe oportunidade de integração. Através do modelo *Synheat* é possível obter uma rede de trocadores de calor para o processo que conduza ao menor custo total anual.

Cabe salientar que as metas de consumo de utilidades obtidas a partir da análise *Pinch* são utilizadas apenas como referência para os resultados obtidos pelo modelo *Synheat* uma vez que este modelo não tem como objetivo direto, a redução do consumo de utilidades (ou mesmo o custo operacional inerente a este consumo) e sim o custo total anual (investimento e operacional). Portanto, a rede obtida pode apresentar um consumo maior que o mínimo se a redução no investimento compensar esse aumento no consumo ou mesmo o modelo convergir para um mínimo local.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 Método Pinch

O processo estudado é composto por 20 correntes quentes, representadas pela consoante H (*hot*) e 7 correntes frias, representados pela consoante C (*cold*). A Tabela 1 apresenta as correntes e suas características: como temperatura de entrada ( $T_{in}$ ) e saída ( $T_{out}$ ) em °C; vazão mássica ( $\dot{m}$ ) em kg/h; e a capacidade calorífica das correntes ( $C_p$ ) em kJ/kg°C. Também é apresentada a quantidade de energia ( $Q$ ), obtida através da equação 1, que é necessária para suprir cada corrente. O coeficiente convectivo de transferência de calor ( $h$ ), foi assumido constante e igual a 1 kWm<sup>2</sup>/°C para todas as correntes.

**Tabela 1** – Correntes de processo empregadas no estudo de caso.

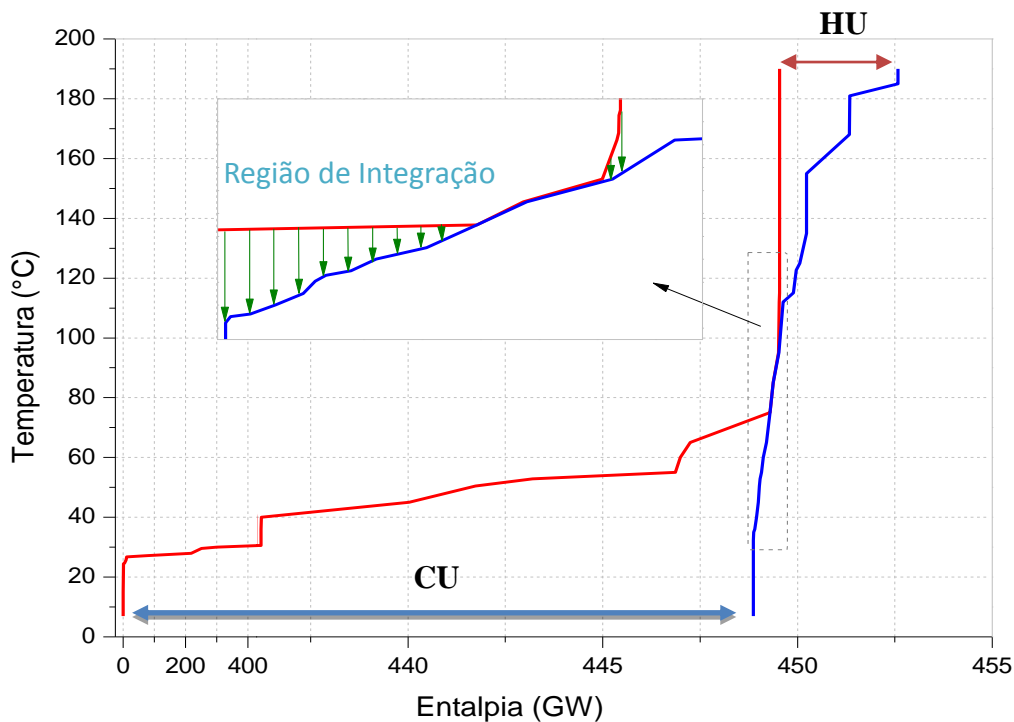
Corrente	$T_{in}$ (°C)	$T_{out}$ (°C)	$\dot{m}$ (kg/h)	$C_p$ (kJ/kg°C)	$Q$ (kW)	$h$ (kWm <sup>2</sup> /°C)
H1	31,70	30,70	8668,20	3,62E+04	-8,72E+04	1
H2	37,30	32,20	263573	1,10E+06	-4,11E+08	1
H3	35,60	29,70	4206	1,76E+04	-1,21E+05	1
H4	34,60	29,50	59244	2,48E+05	-2,08E+07	1
H5	127,70	57,90	410	1,71E+03	-1,36E+04	1
H6	35	33	40706	1,70E+05	-3,85E+06	1
H7	90	45	1379	5,76E+03	-9,94E+04	1
H8	55,45	20	20	8,36E+01	-1,65E+01	1
H9	100	35	6,33	2,65E+01	-3,02E+00	1
H10	140	90	450	1,88E+03	-1,18E+04	1
H11	80	50	3104	1,30E+04	-3,36E+05	1
H12	90	20	18,50	7,73E+01	-2,78E+01	1
H13	100	70	52	2,17E+02	-9,42E+01	1
H14	65	60	5720	2,39E+04	-1,90E+05	1
H15	90	80	13200	5,52E+04	-2,02E+06	1
H16	90	40	547	2,29E+03	-1,74E+04	1
H17	41	15	140	5,85E+02	-5,92E+02	1
H18	120,10	90	2548	1,07E+04	-2,27E+05	1
H19	80	50	3104	1,30E+04	-3,36E+05	1
H20	65	50	24037	1,00E+05	-1,01E+07	1
C1	30	150	2722,20	1,14E+04	1,03E+06	1
C2	175	176	2702	1,13E+04	8,48E+03	1
C3	107	120	4700	1,96E+04	3,33E+05	1
C4	163	164	30875	1,29E+05	1,11E+06	1
C5	180	185	14598	6,10E+04	1,24E+06	1
C6	2	8	538	2,25E+03	2,02E+03	1
C7	2	8	215	8,99E+02	3,22E+02	1
<b>Entalpia total correntes quentes (GW)</b>					-449,54	
<b>Entalpia total correntes frias (GW)</b>					3,72	
<b>Balanco Global (GW)</b>					-445,82	



Os dados apresentados na Tabela 1 foram obtidos através de um projeto desenvolvido pelo Prof. Dr. Marcelo Escobar Aragão durante sua graduação.

Aplicando a metodologia *Pinch* com um  $\Delta T_{\min}$  de  $10^{\circ}\text{C}$ , encontrou-se o consumo mínimo de utilidades quentes e frias para o processo, sendo 3,04 GW o mínimo consumo de utilidade quente e 448,86 GW o mínimo consumo de utilidade fria. A planilha com os dados completos do diagrama cascata para esse processo pode ser consultada no Apêndice A. Visto que o processo necessita de 3,72 GW de utilidade quente e 449,54 GW de utilidade fria sem integração, é possível obter uma economia de 18,2% em utilidade quente e 0,2% em utilidade fria, o que indica que é viável a aplicação de integração energética no processo. A Figura 6 apresenta as curvas compostas das correntes quentes (em vermelho) e das correntes frias (em azul) do processo.

**Figura 6** - Gráfico de curvas compostas



Fonte: Próprio autor, 2016.

Na Figura 6 é possível identificar o consumo mínimo de utilidade quente (HU) e o consumo mínimo de utilidade fria (CU). Nesta etapa do trabalho, foi utilizado uma escala de temperatura deslocada, conforme apresentado na Figura 4, que consiste na

temperatura média dos intervalos de temperatura. Desta forma, a mesma escala de temperatura foi utilizada para as correntes quentes e frias, sendo assim, o ponto de encontro da curva quente com a curva fria, na Figura 6, é o ponto de *Pinch*, ou ponto de estrangulamento, situado em 85°C. A quantidade mínima de energia necessária para suprir as correntes quentes é significativamente maior que a quantidade de energia necessária para suprir as correntes frias, isto se deve ao fato de que foi possível reaproveitar apenas uma parcela muito pequena das correntes frias, ou seja, poucas correntes frias apresentam capacidade de participar da integração.

## 5.2 Método Synheat

O modelo foi implementado em GAMS, utilizando o solver DICOPT, em um notebook com processador intel core i5-2430M 2,4GHz com 4GB de memória RAM. Nesta etapa do trabalho assumiu-se um custo com utilidade quente no valor de 80 U\$/kW.ano e com utilidade fria 10 U\$/kW.ano, bem como o custo do trocador de calor (U\$) de acordo com sua área, expresso da seguinte forma:  $5500+500*[\text{área (m}^2)]^{0,6}$ . Necessitou-se também informar o número de estágios, para isto, o problema foi testado para diferentes números de estágios, com a finalidade de avaliar qual a melhor alternativa de projeto através da análise dos custos totais. A Tabela 2 apresenta um resumo dos principais resultados obtidos para 1, 2, 3 e 4 estágios, com um  $\Delta T_{\min}$  de 10°C.

**Tabela 2** - Comparativo entre 1, 2, 3 e 4 estágios.

	<b>1 estágio</b>	<b>2 estágios</b>	<b>3 estágios</b>	<b>4 estágios</b>
<b>**TAC (U\$/ano) *10<sup>6</sup></b>	4786,17	4766,79	4766,78	4766,82
<b>Custo de Investimento (U\$) *10<sup>6</sup></b>	25,62	25,80	25,79	25,83
<b>Custo de Operação (U\$/ano) *10<sup>6</sup></b>	4762,64	4740,99	4740,99	4740,99
<b>Nº total de trocadores</b>	30	29	29	29

\*\* TAC = Custo Total Anual

Avaliando a Tabela 2, foi verificado que com 3 estágios obteve-se o menor custo total anual. Com o aumento do número de estágios, tem-se o aumento de interações entre correntes e consequentemente um número maior de possibilidades em encontrar a solução ótima, ou seja, um aumento do espaço de busca da solução. Em contrapartida, com isto tem-se também um aumento significativo do número de variáveis reais e binárias no modelo, tornando a obtenção da solução mais dispendiosa e,

consequentemente, havendo uma maior probabilidade da solução do modelo resultar em um mínimo local.

Os consumos de utilidades para o teste com 3 estágios foram: 3,04 GW de utilidade quente e 449,76 GW de utilidade fria, valores bastante próximos aos mínimos encontrados com o método *Pinch*. Isto se deve ao fato de que os custos com utilidades (custos de operação) representam uma parcela significativa no custo total anual, afetando-o diretamente. Vale ressaltar que no método *Synheat* tem-se como objetivo principal a minimização do custo total anualizado e não a minimização do uso de utilidades.

Posteriormente, realizou-se testes com variações do  $\Delta T_{\min}$  utilizando ainda 3 estágios, a Tabela 3 apresenta um comparativo de  $\Delta T_{\min}$  entre 1, 2, 5 e 10°C.

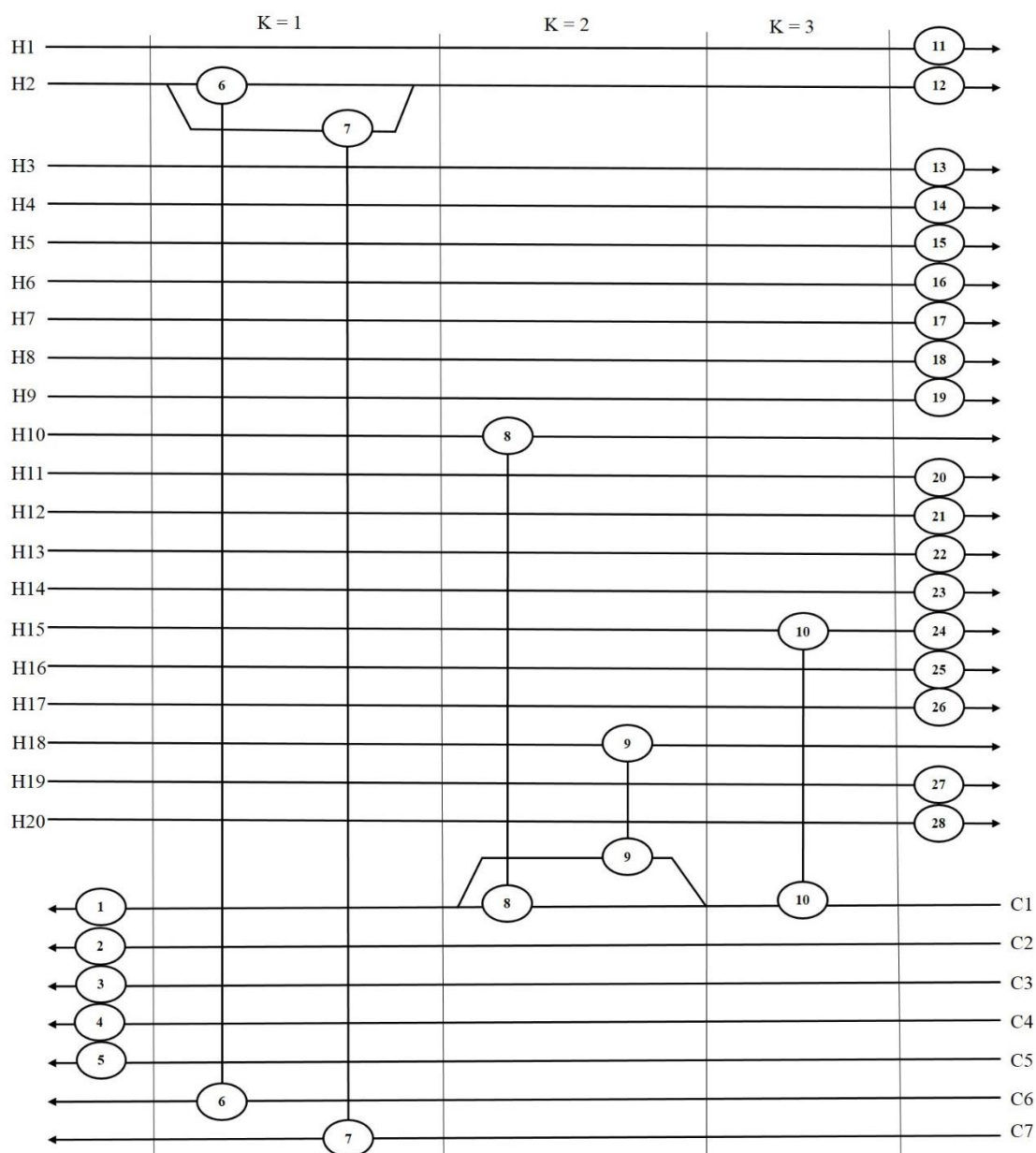
**Tabela 3** - Comparativo entre  $\Delta T_{\min}$ .

$\Delta T_{\min}$ (°C)	1	2	5	10
<b>Consumo Utilidade quente (GW)</b>	3,21	2,98	2,30	3,04
<b>Consumo Utilidade fria (GW)</b>	449,93	449,69	449,72	449,76
<b>Custo com utilidade quente (U\$/ano)*10<sup>6</sup></b>	256,86	238,45	239,93	243,37
<b>Custo com utilidade fria (U\$/ano)*10<sup>6</sup></b>	4499,30	4496,99	4497,18	4497,61
<b>Custo de investimento (U\$)*10<sup>6</sup></b>	25,74	26,21	26,04	25,79
<b>Custo de operação (U\$/ano)*10<sup>6</sup></b>	4756,16	4735,45	4737,12	4740,99
<b>Nº de trocadores de calor</b>	4	5	7	7
<b>Área Total dos trocadores (m<sup>2</sup>)</b>	40892972,13	41011109,51	40940418,8	40883865,3
<b>Custo Total Anual (U\$/ano)*10<sup>6</sup></b>	4781,90	4761,67	4763,16	4766,78

\*Para valores superiores a 10°C o modelo não convergiu.

Utilizando um  $\Delta T_{\min}$  de 2°C obteve-se o menor TAC devido a redução dos custos de operação, ou seja, custos com utilidades quentes e frias, visto que utilizando um  $\Delta T_{\min}$  menor tem-se um maior aproveitamento de energia, o que resulta em uma troca de calor mais eficiente entre as correntes. Para valores muito baixos de  $\Delta T_{\min}$  necessita-se de grandes trocadores (grandes áreas de troca térmica) o que acarretaria em maiores custos com investimentos, como é possível perceber analisando os  $\Delta T_{\min}$  de 2, 5 e 10°C da Tabela 3. Ao avaliar os valores encontrados para o  $\Delta T_{\min}$  de 1°C temos o inverso, um custo de investimento menor e um custo de operação maior que os demais, isto se deve ao fato de que o objetivo do modelo é a minimização do TAC, ou seja, para

o caso de  $\Delta T_{\min}$  igual a  $1^{\circ}\text{C}$  o modelo indica que é mais viável realizar o consumo de utilidades, apesar do custo inerente, ao invés de construir grandes trocadores de calor que levaria a altos custos de investimento. Sendo assim, a alternativa mais apropriada é o  $\Delta T_{\min}$  de  $2^{\circ}\text{C}$ , pois este apresentou um menor consumo em utilidade fria e o menor TAC. Para esta condição, o consumo mínimo de utilidades obtido pelo método *Pinch* foi de: 2,97 GW de utilidade quente e 448,79 GW de utilidade fria, representando um potencial de economia em utilidade quente de 20,1% e em utilidade fria 0,20% em relação ao processo atual. A Figura 7 apresenta a rede de trocadores de calor obtida através do modelo *Synheat*, utilizando 3 estágios e um  $\Delta T_{\min}$  de  $2^{\circ}\text{C}$  na qual houve uma redução de consumo em utilidade quente de 19,89%.

**Figura 7 - Rede de trocadores com o menor TAC**

Fonte: Próprio autor, 2016.

Na Figura 7 é possível observar um total de 28 trocadores de calor, sendo 5 aquecedores (1-5), 5 trocadores de calor pertencentes a rede de integração energética (6-10) e 18 resfriadores (11-28). Dentre os trocadores pertencentes à rede, os trocadores 6 e 7 estão fazendo a troca térmica em paralelo com a corrente quente H2, no primeiro estágio. A corrente H2, tem a sua temperatura especificada ao final por um resfriador (12). Os trocadores 8 e 9 também atuam em paralelo, fornecendo calor no segundo estágio para a corrente C1. A corrente C1 ainda recebe calor em série no terceiro estágio, através do trocador 10 e é especificada através do aquecedor de número 1. A

corrente H15 tem calor removido através do trocador 10, no terceiro estágio e é especificada, em série, pelo resfriador 24.

A Tabela 4 apresenta a relação de cada equipamento que compõe a rede bem como suas áreas e cargas térmicas.

**Tabela 4** - Dados dos equipamentos que compõe a rede.

<b>Número</b>	<b>Relação</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Carga térmica (kW)</b>
1	Aquecedor	4113,72	2,94E+5
2	Aquecedor	228,60	8477,04
3	Aquecedor	3761,70	3,33E+5
4	Aquecedor	23508,85	1,10E+6
5	Aquecedor	39648,34	1,23E+6
6	Trocador de calor	125,22	2016,48
7	Trocador de calor	19,99	322,02
8	Trocador de calor	2635,81	11756,00
9	Trocador de calor	149797,66	2,26E+5
10	Trocador de calor	60374,57	4,99E+5
11	Resfriador	9807,41	87243,22
12	Resfriador	3,76E+7	4,11E+8
13	Resfriador	12239,65	1,21E+5
14	Resfriador	2173527,25	2,07E+7
15	Resfriador	353,49	13623,56
16	Resfriador	369487,09	3,84E+6
17	Resfriador	37283,87	0,99E+6
18	Resfriador	1,38	16,44
19	Resfriador	0,11	2,99
20	Resfriador	12873,30	3,35E+5
21	Resfriador	1,55	27,79
22	Resfriador	2,60	94,17
23	Resfriador	7623,42	1,89E+5
24	Resfriador	42810,18	1,52E+6
25	Resfriador	688,01	17370,50
26	Resfriador	79,96	592,80
27	Resfriador	12873,30	3,35E+5
28	Resfriador	447242,48	1,00E+7

O tempo utilizado para execução do problema com 3 estágios e  $\Delta T_{\min}$  de 2°C foi de 0,910 segundos com 408 interações, 1585 equações, 1730 variáveis reais e 447 variáveis binárias.

## 6 CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS

Nesse trabalho foram aplicadas metodologias de integração energética em um processo industrial: Metodologia *Pinch* e método *Synheat*. Através da metodologia *Pinch* obteve-se os mínimos consumos de utilidades para o processo e foi possível verificar que havia espaço para integração, principalmente para redução do consumo de utilidade quente em 20,1% em relação ao processo sem integração. Usando o método *Synheat*, cujo modelo foi implementado no software *GAMS*, dois parâmetros foram testados: o número de estágios da superestrutura e o  $\Delta T_{\min}$ . Verificou-se que a melhor rede obtida foi a com 3 estágios e um  $\Delta T_{\min}$  de 2°C, resultando em um TAC de US\$ 4.761.670.000,00 e consumo de utilidades próximo aos obtidos pela metodologia *Pinch*. Através da integração energética com a rede de trocadores obtida foi possível uma redução de 19,89% nas utilidades quentes quando comparado ao processo sem integração.

Para a obtenção de melhores resultados, uma alternativa que pode ser desenvolvida consiste na exclusão de correntes com pequeno potencial para integração, seja pelo seu pequeno consumo, ou pelo nível de temperatura inapropriado. Dessa forma, o modelo se tornaria menos complexo, diminuindo o número de variáveis reais e binárias, além da região de busca e conseqüentemente facilitando para o solver utilizado a obtenção de uma solução ótima. Outra sugestão de caráter prático seria considerar diferentes tipos de utilidades quentes e frias para uma solução mais realista para o processo industrial.

## REFERÊNCIAS

- BIEGLER, L.; GROSSMANN, I.; WESTERBERG, A. **Systematic Methods of Chemical Process Design**. New Jersey: Prentice Hall, 1999.
- CIRIC, A.R.; FLOUDAS C.A. Heat Exchanger Network Synthesis Without Decomposition. *Computers and Chemical Engineering*, 15, 385-396. 1991.
- BRACCIA, L. et al. *Esquemas de Integración Energética Flexible para Plantas Químicas y Diseño de la Estructura de Control Reconfigurable*. 2013. 19f. Asociación Argentina de Ingenieros Químicos. Santa Fé, Argentina, 2013.
- BREU, F.; GUGGENBICHLER, S.; WOLLMANN, J. *Handbook of Process Integration (PI)*. [S.l: s.n.], 2008.
- CHEN, J. J. J. *Comments on improvements on a replacement for the logarithmic mean*. *Chemical Engineering Science*, 42, 2488-2489. 1987.
- ESCOBAR, M. A. *Síntese simultânea de redes de trocadores de calor com considerações operacionais: flexibilidade e controlabilidade*. 2011. 290 f. Tese - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Brasil, 2011.
- FLOUDAS C.A., "*Nonlinear and Mixed-Integer Optimization: Fundamentals and Applications*", Oxford University Press, NY, 1995.
- FLOUDAS, C.A.; CIRIC, A.R.; GROSSMANN, I.E. Automatic Synthesis of Optimum Heat Exchanger Network Configurations. *AIChE*, 32, 276-290, 1986.
- FONTANA, D. **Recuperação de águas de processos - Desenvolvimento de um Problema Padrão**. 2002. 121 f.- Universidade Federal do Rio Grande, Porto Alegre, Brasil, 2002.
- GLEMMESTAD, B. *Optimal operation of integrated Processes, Studies on Heat Recovery Systems*. 1997. 149 f. Tese - Telemark Institute of Technology, Porsgrunn, Norway, 1997.
- GUNDERSEN, T. A Process Integration PRIMER. **Implementing Agreement on Process Integration**, May, p. 90, 2000.
- HOHMANN, E. C. *Optimum Networks for Heat Exchange*. Ph.D. Dissertation, University of Southern California, Los Angeles, CA. 1971.
- LINNHOF, B.; FLOWER, J. Synthesis of Heat Exchanger Networks II. **Evolutionary Generation of Networks with Various Criteria of Optimality**. v. 24, n. 4, p. 642–654, 1978a.
- LINNHOF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks. *AIChE Journal*, v. 24, n. 4, p. 633–642, 1978b.
- LINNHOF, B.; HINDMARSH, E. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, v. 38, n. 5, p. 745–763, 1983.



LINNHOF, B., TOWNSEND, D. W., BOLAND, D., HEWITT, G. F., THOMAS, B. E. A., Guy, A. R., & Marsland, R. H. (1982). *A user guide on process integration for the efficient use of energy*. The Institution of Chemical Engineers, Rugby, 1982.

MENEGUZZO, R. *Síntese de redes de trocadores de calor e análise de controlabilidade dinâmica*. 2011. 37 f. Trabalho de Conclusão de Curso - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Brasil, 2011.

NETO, J. N. DE S. *Metodologia Para Aplicação De Integração Energética Numa Planta Industrial*. p. 72, 2005. Dissertação (mestrado em Engenharia Química) - Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2005.

NOVAZZI, L. F. *Dinâmica e Controle de Redes de Trocadores de Calor*. 2007. 145 f. Tese - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, Brasil, 2007.

OLIVEIRA, A. L. DE L. *Instrumentação e Fundamentos de Controle de Processo*. CST – Companhia Siderúrgica de Tubarão. Bento Ferreira: [s.n.], 1999

PAOULIAS, S.A.; GROSSMANN, I.E. A Structural optimization Approach in Process Synthesis II. Heat Recovery Networks. *Comput. Chem.Eng.*, 707-721, 1983.

TURTON, R. *et al. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Third ed. New Jersey: Prentice Hall, 2009.


YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E. *Simultaneous Optimization Models for Heat Integration - II Heat Exchanger Network Synthesis*. *Computers & Chemical Engineering*, v. 14, n. 10, p. 1165–1184, 1990.


YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E. *A Screening and Optimization Approach for the Retrofit of Heat- Exchanger Networks*. *Industrial & Engineerinh Chemistry Research*, 30, 146-162, 1991.


## APÊNDICE A

Cálculo do diagrama cascata pelo método *Pinch* para um  $\Delta T_{\min}$  de 10°C.

Temperatura (°C)	$\Delta T$ (°C)	$\Sigma m \cdot C_p$ Hot (kW/°C)	$\Sigma m \cdot C_p$ Cold (kW/°C)	$\Delta Q$ (kW)	Energia (Q) transferida (kW)	Q cumulativo (kW)
190,00					0,00	<b>3042183,76</b>
185,00	5,00	0,00	247434,64	-1237173,20	-1237173,20	1805010,56
181,00	4,00	0,00	0,00	0,00	-1237173,20	1805010,56
180,00	1,00	0,00	8477,04	-8477,04	-1245650,25	1796533,52
169,00	11,00	0,00	0,00	0,00	-1245650,25	1796533,52
168,00	1,00	0,00	1106847,31	-1106847,31	-2352497,55	689686,21
155,00	13,00	0,00	0,00	0,00	-2352497,55	689686,21
135,00	20,00	0,00	8604,27	-172085,39	-2524582,94	517600,82
125,00	10,00	235,13	8604,27	-83691,44	-2608274,38	433909,38
122,70	2,30	235,13	34253,21	-78241,60	-2686515,99	355667,77
115,10	7,60	430,31	34253,21	-257054,09	-2943570,07	98613,69
112,00	3,10	7968,59	34253,21	-81482,32	-3025052,39	17131,37
95,00	17,00	7968,59	8604,27	-10806,48	-3035858,87	6324,89
<b>85,00</b>	10,00	7971,78	8604,27	-6324,89	-3042183,76	0,00
75,00	10,00	205066,20	8604,27	1964619,28	-1077564,48	1964619,28
65,00	10,00	25128,38	8604,27	165241,12	-912323,35	2129860,41
60,00	5,00	25125,24	8604,27	82604,86	-829718,49	2212465,27
55,00	5,00	733978,66	8604,27	3626871,97	2797153,48	5839337,24
52,90	2,10	695988,96	8604,27	1443507,86	4240661,34	7282845,10
50,45	2,45	695793,78	8604,27	1683614,31	5924275,64	8966459,40
45,00	5,45	695794,25	8604,27	3745185,38	9669461,02	12711644,78
40,00	5,00	2556,34	8604,27	-30239,65	9639221,37	12681405,13
36,00	4,00	348,32	8604,27	-33023,78	9606197,59	12648381,35
35,00	1,00	371,08	8604,27	-8233,19	9597964,40	12640148,16
32,30	2,70	23,67	0,00	63,90	9598028,30	12640212,06
30,60	1,70	80663255,90	0,00	137127535,04	146725563,33	149767747,09
30,00	0,60	80683796,47	0,00	48410277,88	195135841,21	198178024,97
29,60	0,40	82607732,49	0,00	33043093,00	228178934,21	231221117,97
28,00	1,60	86683060,11	0,00	138692896,17	366871830,38	369914014,14
27,20	0,80	84759124,04	0,00	67807299,23	434679129,61	437721313,37
26,70	0,50	4095891,80	0,00	2047945,90	436727075,51	439769259,27
25,70	1,00	4183135,02	0,00	4183135,02	440910210,53	443952394,29
24,70	1,00	4095891,80	0,00	4095891,80	445006102,33	448048286,09
24,50	0,20	4075351,24	0,00	815070,25	445821172,57	448863356,33
15,00	9,50	23,62	0,00	224,39	445821396,96	448863580,72
13,00	2,00	22,76	0,00	45,52	445821442,48	448863626,24
10,00	3,00	22,76	389,75	-1100,97	445820341,50	448862525,26
7,00	3,00	0,00	389,75	-1169,25	445819172,25	<b>448861356,02</b>

 - Mín. consumo de utilidade quente

 - Mín. consumo de utilidade fria

 - Temperatura de *Pinch*