

Università degli Studi di Padova-Dipartimento di Ingegneria Industriale DII  
Corso di Laurea in Ingegneria Chimica e dei Materiali

## **Relazione per la prova finale**

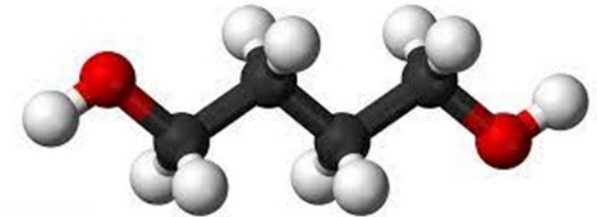
***Analisi del recupero di cascami termici di stabilimento e valutazione  
di un possibile riutilizzo per l'efficientamento energetico dell'impianto***

Tutor Universitario: Prof. Fabrizio Bezzo

Tutor Aziendale: Ing. Diego Giroto

Laureanda: Linda Faustini

- ❖ Industria appartenente all'azienda italiana Novamont spa
- ❖ La produzione di Mater-Biotech si concentra sul BIOBUTANDIOLO (1,4 BDO)



↓  
Zuccheri (glucosio)

- ❖ Il processo di produzione si divide in tre step:

- 1) Preparazione
  - 2) Fermentazione
  - 3) Purificazione
- Upstream
- Downstream



❖ Studiare i principali **cascami termici** dello stabilimento, valutandone la fattibilità, l'economicità e benefici secondari di un eventuale **recupero**, al fine di migliorare l'**efficientamento energetico** del processo produttivo, nell'ottica di una riduzione della **Carbon Footprint** del bio-BDO prodotto a Mater-Biotech

❖ Cos'è un cascame termico? →

E' una perdita di energia, appunto termica a valle di un processo produttivo che non viene più riutilizzata, ma liberata nell'ambiente



Vapore acqueo e condense calde



❖ Ricerca: Svolta su P&ID e in campo verificando punto per punto gli steam caldi non collettati

❖ La variazione entalpica è stata calcolata prendendo come sistema di riferimento entalpico 0°C e 1 bar

Linea	Fluido	Portata (Kg/s)	Temperatura (°C)	Pressione (bar)	Potenza (Kw)
Tank H2O RO T-1540	Vapore	0,00033	100	1	0,883
Serbatoio condense T-1710	Vapore	Trascurabile	100	1	
Recuperatore condense T-1910	Vapore	Trascurabile	100	1	
Serbatoio condense T-1720, scarico inoculi	Vapore	0,266	100	1	711,7
Serbatoio T-1720,scarico inoculi con sip	Vapore	0,627	100	1	1677,6
Ribollitori E-24102, E-24202, E-24203	Acqua condensata	1,42	120	1,9	715,4
Analizzatore 245017	Acqua condensata	0,024	99	2	9,934
Serbatoio pesanti T-4450	Acqua calda	0,397	40	1	66,44
Preriscaldatore aria di processo E-1805	Acqua condensata	0,00114	100	1	0,4779
Caldaia a recupero U-63001 ,fuoco diretto U-63002	Spurghi caldaia	1,24	185	11	973,6
Degasatore	Vapore	0,0278	107	1,35	74,73
Pic-24219	Acqua condensata	0,077	99	1	32,28



Criteri di valutazione

- Temperatura
- Portata
- Potenza termica
- Corrente batch/continua
- Costi di modifica

Linea	Fluido	Portata (Kg/s)	Temperatura (°C)	Pressione (bar)	Potenza (Kw)
Tank H2O RO T-1540	Vapore	0,00033	100	1	0,883
Serbatoio condense T-1720, scarico inoculi	Vapore	0,266	100	1	711,7
Serbatoio T-1720,scarico inoculi con sip	Vapore	0,627	100	1	1677,6
Preriscaldatore aria di processo E-1805	Acqua condensata	0,00114	100	1	0,4779
Caldaia a recupero U-63001 ,fuoco diretto U-63002	Spurghi caldaia	1,24	185	11	973,6
Degasatore	Vapore	0,0278	107	1,35	74,73

❖ Per i calcoli svolti durante il tirocinio sono state usufruite conoscenze di natura **termodinamica** e **impiantistica** per poter determinare:

- La portata di calore o potenza termica che gli stream possiedono, potendo così poi comprendere le energie che avevamo a disposizione e come sfruttarle nelle applicazioni:

$$Q = m * C_p * \Delta T \text{ (W)}$$

**m**= Portata dello stream (kg/s)

**C<sub>p</sub>**=Calore specifico a pressione costante (kJ/kg\*K)

**ΔT**=Variazione di temperatura (°C)

- Dimensionare e avere una prima ipotesi della superficie di scambio degli scambiatori di calore applicati alle varie soluzioni di recupero trovate:

$$Q = U * S * \Delta T_{ml} \text{ (W)}$$

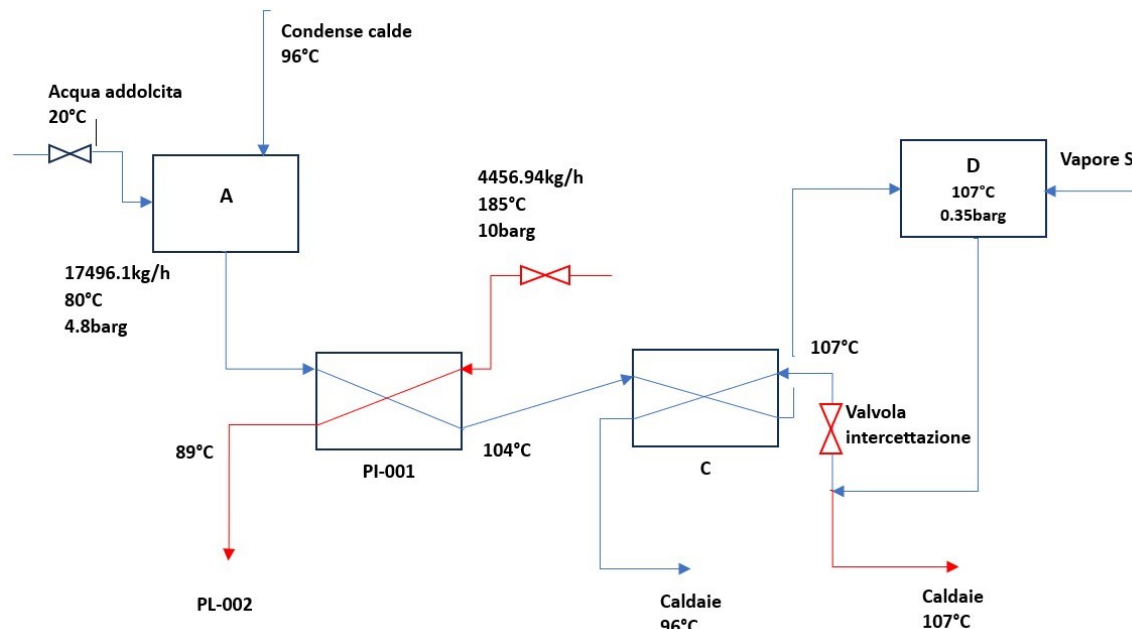
**U**= Coefficiente di scambio termico globale [W/(m<sup>2</sup> °C)]

**S**=Superficie di scambio (m<sup>2</sup>)

**ΔT**=Salto di temperatura medio logaritmico (°C)

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

❖ E' stata individuata nella zona Cogeneratore/Caldaie dell'impianto



❖ Tabella con caratteristiche fluidi per PI-001. Si ricorda che i valori di portata sono valori mediati sull'unità di tempo e correlati al piano di produzione

	Fluido caldo	Unità di misura	Fluido freddo	Unità di misura
Tipologia	spurghi di caldaia		H2O osmotizzata e addolcita	
Temperatura ingresso	185	°C	80	°C
Temperatura uscita	89	°C	104	°C
Portata	4456,94	Kg/h	17496,1	Kg/h
Pressione	10	barg	4,8	barg

❖ Vantaggi dall'utilizzo del recuperatore di calore PI-001:

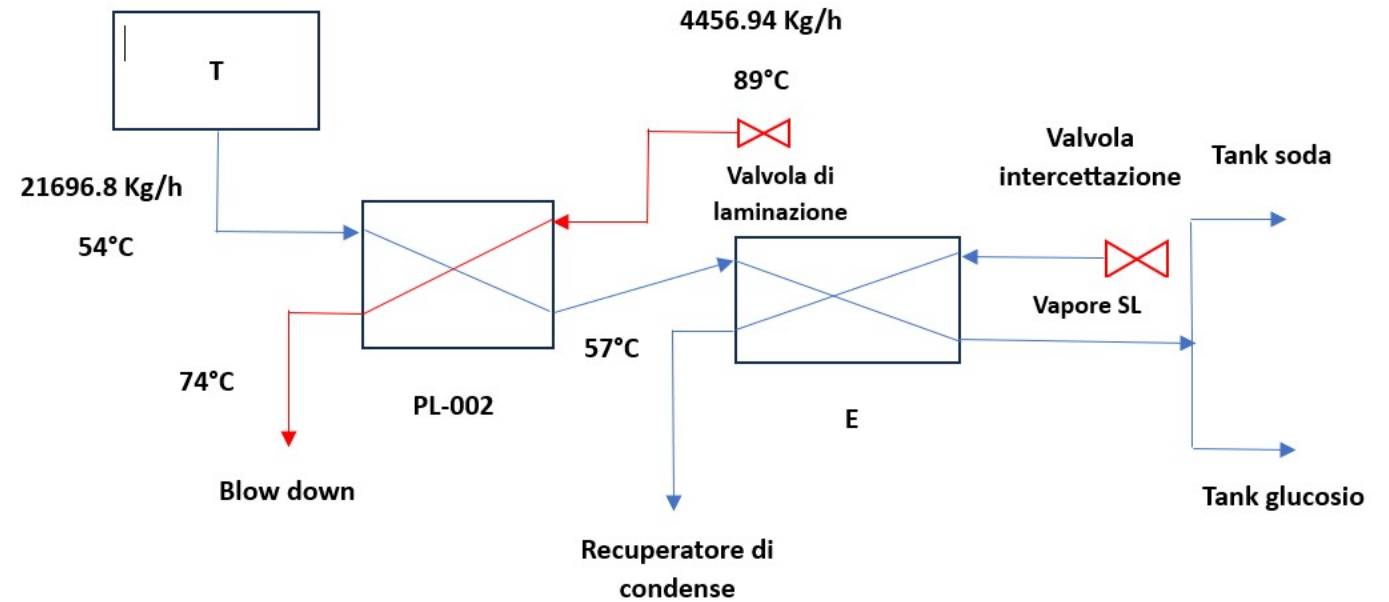
- 1) Questa nuova disposizione permetterà di bypassare o utilizzare solo in caso di necessità il recuperatore di calore C, risparmiando ➔ **225,46 kW di potenza calorifica** ➔ **195.718,47 €/anno in gas naturale**
- 2) La portata di vapore che necessiterà il degasatore per compiere il suo lavoro rimarrà invariata

❖ Modifiche impiantistiche da valutare:

- 1) Collettare gli spurghi a 185°C e 10barg
- 2) Pompate la corrente a pressione maggiore per evitare una possibile trasformazione di fase
- 3) Creare un flusso continuo all'interno dello scambiatore che dovrà essere dimensionato per reggere alte pressioni e operare con un fluido altamente sporcante e corrosivo



- ❖ Riguarda il riscaldamento dell'acqua attualmente utilizzata per scaldare e mantenere la temperatura richiesta dei tank di glucosio ( $C_6H_{12}O_6$ ) e soda caustica ( $NaOH$ )



- ❖ Tabella con caratteristiche fluidi per PL-002

	Fluido caldo	Unità di misura	Fluido freddo	Unità di misura
Tipologia	spurghi di caldaia		H2O	
Temperatura ingresso	89	°C	54	°C
Temperatura uscita	74	°C	57	°C
Portata	4456,94	Kg/h	21696,8	Kg/h

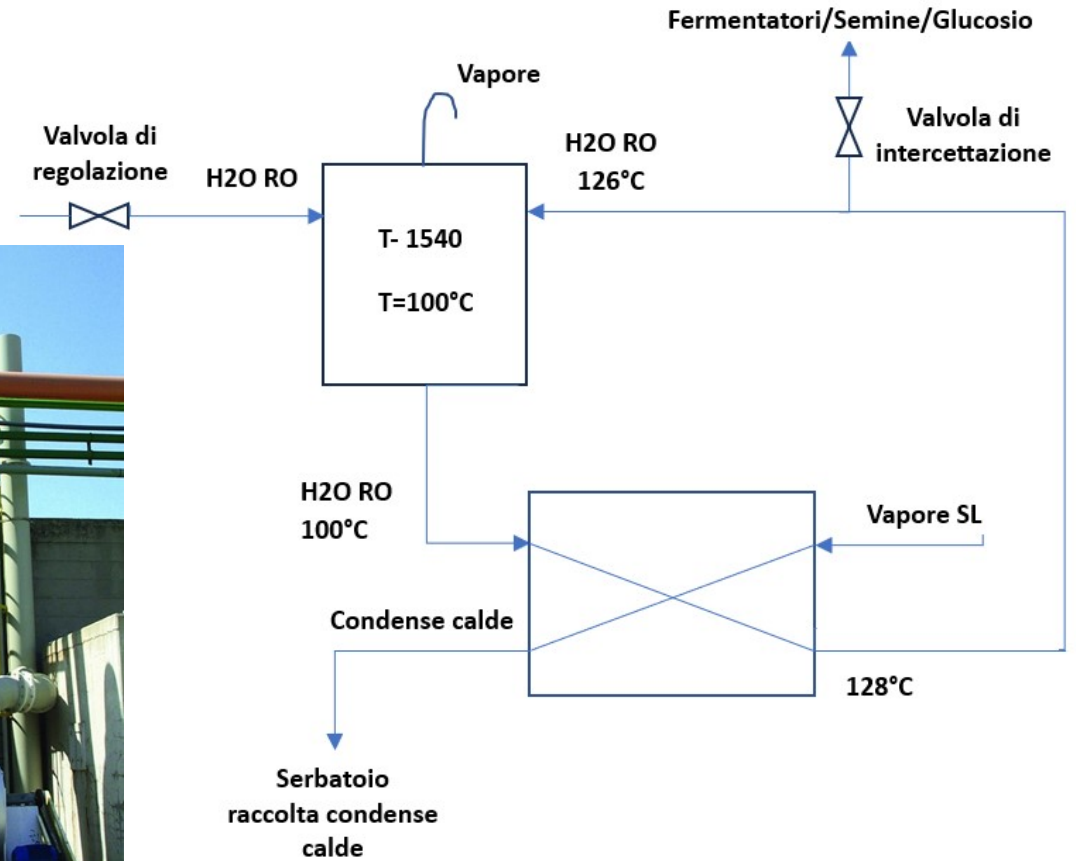
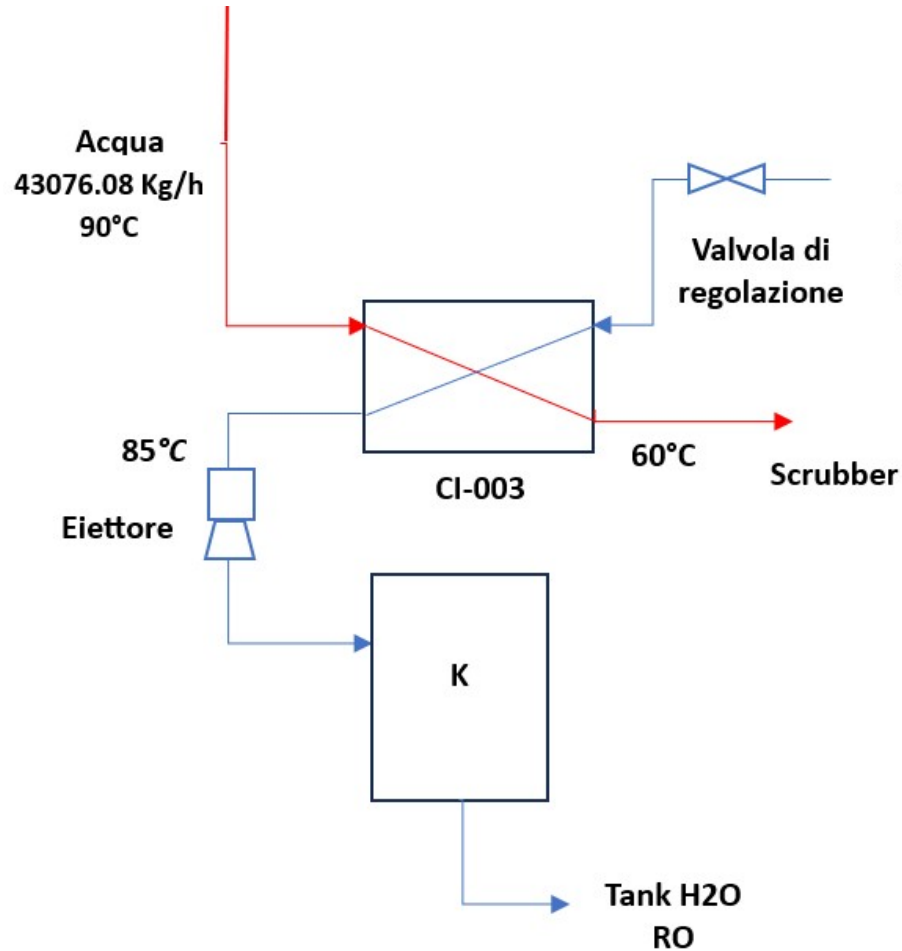


## ❖ Vantaggi dall'utilizzo del recuperatore di calore PL-002:

- 1) Eliminazione della richiesta di vapore al recuperatore E di portata **→ 117,72 Kg/h** risparmiando **→ 81.653,15 €/anno**
- 2) Eliminazione dell'utilizzo di acqua di pozzo che viene attualmente miscelata per raffreddare gli spurghi in uscita dalle caldaie, prima che tali vadano al depuratore **→ 9,3 ton/h**
- 3) Risparmio dell'utilizzo di acqua di fiume nel raffreddatore H **→ 40,30 t/h**
- 4) Gli spurghi di caldaia raffreddati a 74°C e a pressione inferiore ai 10 barg, elimina l'effetto flash ai blow down



- ❖ Il vapore che si intende riutilizzare, viene generato principalmente nella zona dell'impianto *upstream* e nel degasatore presente nella zona caldaie



## Problema

**Portata 1: 2357,28 Kg/h**



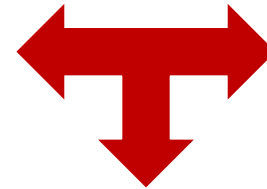
**Portata 2: 1057,68 Kg/h**

- ❖ Dovuta al SIP: *Sterilization In Place* → 5931 ore all'anno
- ❖ Cede allo scrubber **1505 kW** scaldando una portata d'acqua di 43076,08 Kg/h da **60°C** a **90°C**

### ❖ Vantaggi e costi:

- 1) Temperatura H<sub>2</sub>O nel tank K di **85°C**
- 2) Risparmio vapore all'eiettore → **11·261,3 ton/anno**
- 3) Nuove tubazioni, pompa, scrubber, scambiatore, valvola regolatrice ecc.

**957·206,72 €/anno  
di metano**



- ❖ Vapore che flussa costantemente dai camini ed è una sorta di consumo di base, il quale permette di mantenere sterili le linee dell'impianto → 2229 ore all'anno

- ❖ Cede allo scrubber **675,33 kW** riuscendo a scaldare la portata d'acqua citata nel primo scenario da **60°C** a **74°C**

### ❖ Vantaggi e costi:

- 1) Temperatura H<sub>2</sub>O nel tank K di **50°C**
- 2) Riduzione di richiesta di vapore all'eiettore per scaldare l'acqua dai 20°C ai 50°C → **2·139,84 ton/anno**
- 3) Stesse modifiche della portata 1

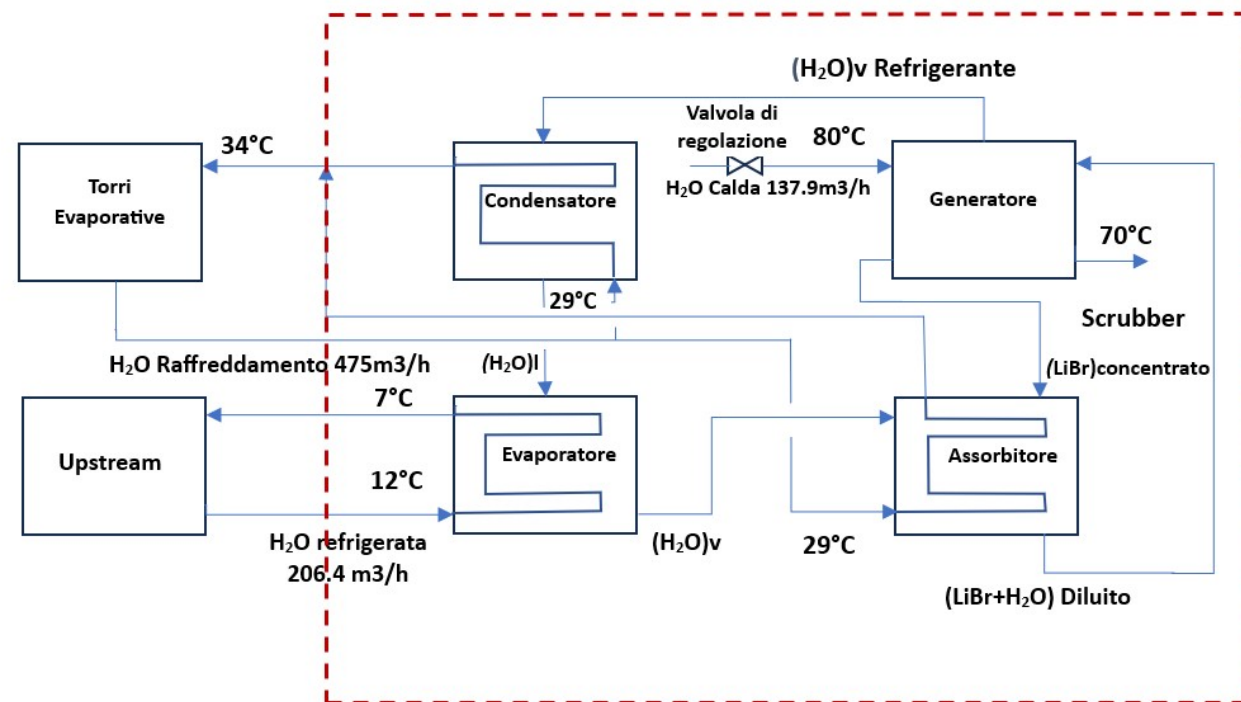
**182·629,44€/anno di metano**



Complessivamente, con la portata di **vapore 1 o 2**, grazie all'introduzione del CI-003 si risparmia

**1·139·836,16€/anno**

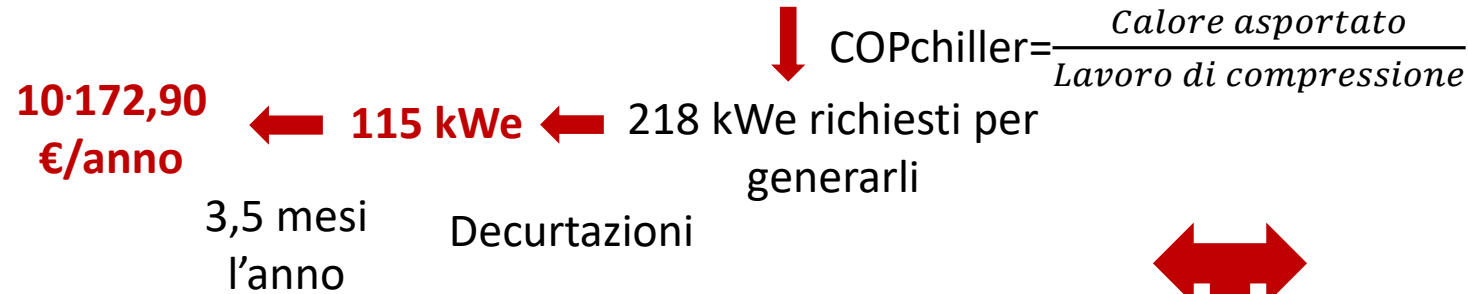
- ❖ Una seconda ipotesi di utilizzazione dei cascami termici di vapore è l'assorbitore
- ❖ Questa apparecchiatura si serve delle calorie, nel caso in analisi gli stream di vapore non usufruiti, per generare frigorie per diminuire il carico di lavoro:
  - 1) Nel periodo estivo dei chiller
  - 2) Nel periodo invernale dell'acqua di fiume/pozzo



## Vantaggi

❖ Nel periodo estivo:

1) l'assorbitore produce fino a 1200 kWf



**17·090,58 €/anno**

## Svantaggi

❖ Nel periodo invernale:

1) l'assorbitore produce fino a 1200 kWf

Risparmiando ↓

**790·592 m<sup>3</sup>**

**6·917,68 €/anno**



❖ L'ingombro fisico del macchinario comprensivo delle facility e i relativi costi annessi

❖ Il progetto richiede elevate spese di installazione e progettazione e i relativi risparmi sono insufficienti a ripagare il costo in pochi anni

❖ **Lo scopo** alla base dell'attività di tirocinio è stato quello di riuscire ad **identificare** e **analizzare** tutte le possibili **correnti** che possiedono ancora **energia** da poter essere **utilizzata** per il processo produttivo del biobutandiolo

	Calore scambiato	Scambiatore sup di scambio	Calore risparmiato	Portata vapore risparmiata	Guadagno	Investimento	ritorno dell'investim.
	kW	m <sup>2</sup>	kW	kg/h	€/anno	€	anni
Recuperatore di calore PI-001	507,92	17,42	225,46	/	195.718,47 €	80.000,00 €	0,41
Recuperatore di calore PL-002	77,95	3,08		118	81.653,15 €	50.000,00 €	0,61
Scambiatore CI-003	1505,15	165,46		181	1.139.836,16 €	120.000,00 €	0,11
Apparecchiatura 1805				0,00426	313,05 €	2.000,00 €	6
Assorbitore	1200				17.090,58 €	510.450,00 €	50

❖ In conclusione, questo studio è stato condotto in modo **approfondito** rispetto alla **ricerca** degli stream e all'indagine di **riutilizzo** dei **cascami termici** trovati, ma va studiata e **dettagliata** meglio soprattutto per le **misurazioni** su alcune delle correnti. I **costi** delle modifiche sono **budgettari** e vanno quindi **approfonditi**

**Grazie dell'attenzione!**

