



Agenzia Nazionale per le Nuove Tecnologie,
l'Energia e lo Sviluppo Economico Sostenibile



Ministero dello Sviluppo Economico

RICERCA DI SISTEMA ELETTRICO

Studio della valorizzazione dell'impianto di gassificazione di biomasse a letto fluidizzato internamente ricircolante per la produzione di metano. Parte A: Studio di configurazioni impiantistiche e variabili processuali per massimizzare la resa di metano

P.U. Foscolo, K. Gallucci, F. Micheli



STUDIO DELLA VALORIZZAZIONE DELL'IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE DI BIOMASSE A LETTO
FLUIDIZZATO INTERNAMENTE RICIRCOLANTE PER LA PRODUZIONE DI METANO
PARTE A: STUDIO DI CONFIGURAZIONI IMPIANTISTICHE E VARIABILI PROCESSUALI PER
MASSIMIZZARE LA RESA DI METANO

P.U. Foscolo, K. Gallucci, F. Micheli (Università dell'Aquila)

Settembre 2011

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico – ENEA

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

Progetto: Studi sulla produzione elettrica locale da biomasse a scarti

Responsabile Progetto: Angelo Moreno, ENEA

INDICE

Introduzione	2
Descrizione dell'attività	2
Sezione di gassificazione	5
Sezione di purificazione del gas	8
Metodi di rimozione del tar	9
Rimozione del tar: metodi secondari	9
Rimozione dell'ammoniaca	11
Abbattimento H₂S e HCl	14
Sezione di metanazione	15
Reattori a letto fisso con raffreddamento intermedio	16
Reattori a letto fluidizzato	20
Eliminazione H₂O e cattura CO₂	22
Conclusioni	23
BIBLIOGRAFIA	24
Appendice A	26
Schema metanazione isoterma composizione I	27
Schema metanazione isoterma composizione II	32
Schema metanazione isoterma composizione III	40
Appendice B	46
Caso adiabatico	47
Caso isoterma	49

Introduzione

Sabatier e Senderens [1], più di cento anni fa, descrissero le reazioni di idrogenazione del biossido di carbonio, il primo, e del monossido il secondo, a metano su catalizzatore di Nichel.



La reazione di metanazione è stata a lungo usata come fase finale di purificazione del gas di sintesi per la sintesi dell'ammoniaca ed ultimamente come soluzione per la purificazione dell'idrogeno da utilizzare nelle celle a combustibile PEM [2]. Durante la crisi energetica degli anni 70 s'iniziò a studiare la metanazione da syngas prodotto da nafta e da carbone (v. Sasol Sud Africa).

Negli anni successivi non si è avuta una significativa diffusione del processo di gassificazione del carbone a causa della sua diseconomicità rispetto allo sfruttamento del petrolio. Oggi, la grande richiesta energetica dei paesi sviluppati e di quelli emergenti, e l'instabilità socio-politica di alcune aree che detengono la maggior parte dei giacimenti petroliferi e/o di gas naturale, nonché l'effetto delle nuove direttive energetiche e la crescente affermazione dello sviluppo sostenibile, hanno suscitato un rinnovato interesse per la produzione di gas naturale sintetico (SNG) da carbone e biomasse.

La produzione di SNG da biomasse è una buona opzione energetica in quanto si utilizza una fonte rinnovabile, che consente la riduzione delle emissioni di CO₂ e la sostituzione del gas naturale fossile. Il gas naturale sintetico è un vettore energetico contenente una concentrazione di metano superiore al 95%, presenta il vantaggio di un'elevata versatilità ed efficienza di conversione e può usufruire delle vigenti tecnologie di distribuzione facendo affidamento ai consolidati consumi da parte degli utenti finali.

Descrizione dell'attività

Si propone uno schema per la produzione di Bio-SNG da biomassa che sinteticamente è descritto dalla Figura 1:



Figura1: Schema semplificato per la produzione di SNG da biomassa [3]

- **Sezione di gassificazione:** Gassificazione della biomassa a P atmosferica per la produzione di syngas ricco in H₂, CO, CO₂, e CH₄, contaminato da tar(500 mg/Nm³), NH₃ (500 ppm), H₂S (50 ppm), HCl (50 ppm)
- **Sezione recupero termico:** la corrente uscente dal gassificatore è inviata ad una sezione di recupero di calore, tramite scambiatori ad H₂O in pressione, e raffreddata fino alla temperatura T=150°C.
- **Sezione eliminazione composti solforati, azotati, tar:**
 - ✓ **Scrubber** ad H₂O per assorbire i composti azotati e NH₃
 - ✓ **Scrubber** a biodisel per eliminare il tar.
 - ✓ **Colonna di desolforazione.**
 - ✓ **Letto di guardia a carboni attivi:** per l'eliminazione di tutte le impurezze rimaste in traccia.
- **Compressione del syngas e WGS:** fino a P=30 bar (da valutare se da collocare a monte o a valle del reattore di Water Gas Shift (WGS):T=350°C).
- **Raffreddamento della corrente alla T ottimale per la metanazione.**
- **Sezione di metanazione:** Costituita da 3 reattori in serie, adiabatici, a letto fisso con raffreddamento intermedio.
- **Sezione eliminazione H₂O e CO₂:**
 - Condensazione alta P** dell'H₂O fino a T=25°C.
 - Cattura CO₂:** Processo Selexol a bassa temperatura e P=30 bar.

Il metano in uscita sarà a temperatura ambiente e a P=30 bar, già compresso e nel rispetto delle prescrizioni per l'immissione in rete.

Le scelte operative nella simulazione del processo in ChemCAD sono basate su un'estesa ricerca bibliografica e validate con i risultati ottenuti nelle simulazioni.

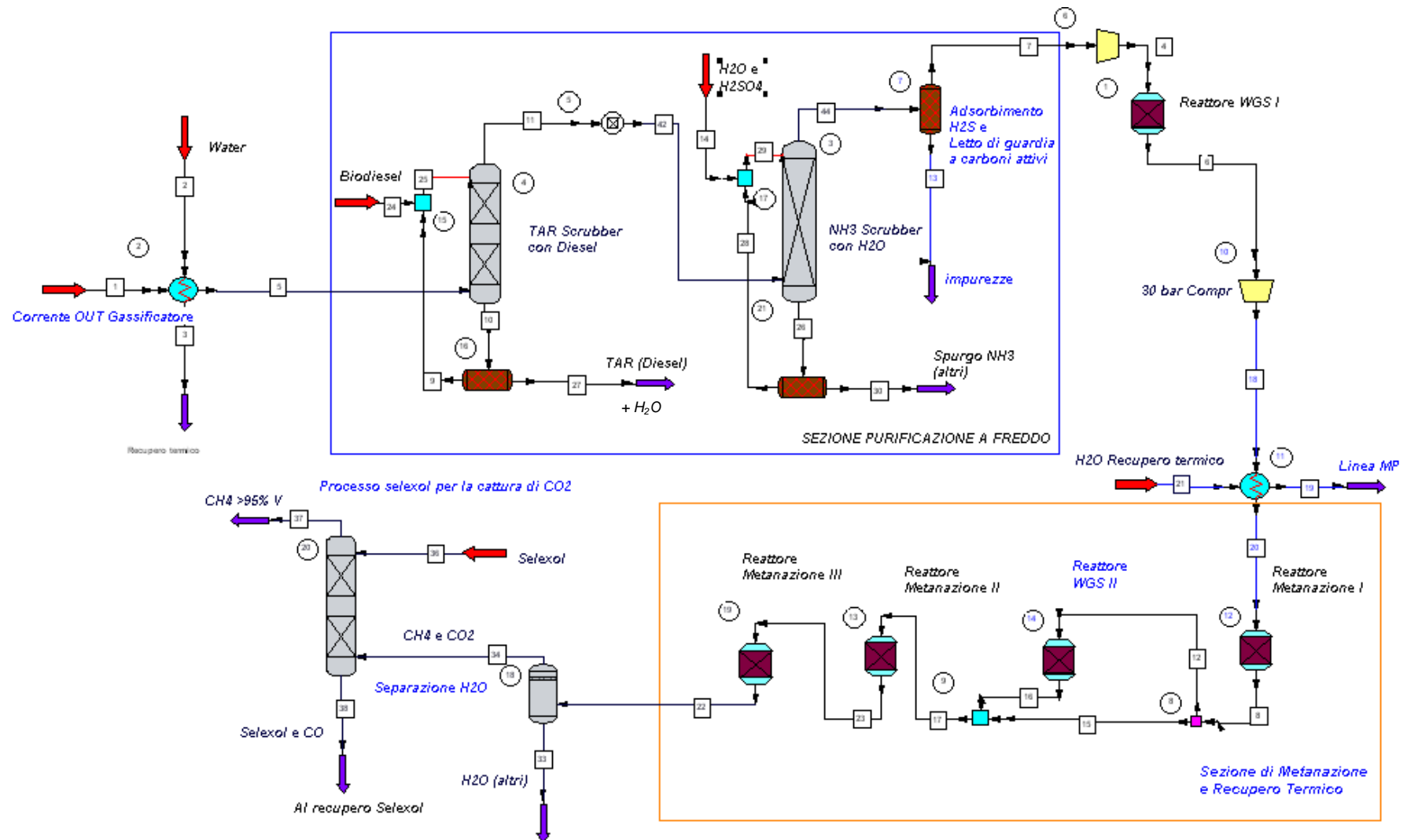


Figura 2: Schema d'impianto produzione di syngas da biomassa, configurazione metanazione letto fisso con recupero termico

Sezione di gassificazione

Premettiamo un excursus delle tecnologie disponibili per la produzione di SNG attraverso la gassificazione della biomassa: il centro di ricerca energetica Olandese e l'Università di Eindhoven [3] propongono per lo studio dell'efficienza del processo di Bio-SNG tre diverse tecnologie di gassificazione: *entrained flow (EF)*, letto fluidizzato circolante (CFB) e processo allotermico, che risulta il migliore a livello di efficienza globale.

Il processo EF richiede un uso intensivo di energia legato ai pretrattamenti, la biomassa viene tramite torrefazione e *milling* ridotta ad una polvere molto sottile, quindi inviata per trasporto pneumatico con CO₂ (inerte) al gassificatore operante a 3 MPa e 1300°C; il syngas prodotto viene prima raffreddato, fino a 600°C, poi inviato alla sezione di purificazione.

Tale gassificatore usa O₂ come agente gassificante, contenente non più dell'1% di N₂ per limitarne il quantitativo nel syngas. Le dissipazioni sono circa il 2% del potere calorifico inferiore (LHV).

Il processo di gassificazione CFB prevede la pressurizzazione del cippato che viene inviato al gassificatore operante a 1 MPa e 850°C, quindi alla sezione di purificazione; si utilizza aria come agente gassificante e questo diluisce il syngas con azoto. Per ovviare alla diluizione con azoto si può in alternativa operare con O₂ aggiungendo vapore allo scopo di evitare gli hot spots locali all'interno del letto. Anche in questo caso le perdite vengono considerate dell'ordine dell'1% del LHV.

Il processo di gassificazione allotermico è basato sulla tecnologia dell'ECN Milena [4], riportata in Figura 3 in cui la biomassa è alimentata al *riser* dove è aggiunto il 5% in peso di vapore surriscaldato. Il calore del materiale del letto (sabbia) riscalda la biomassa fino a 850°C. Il gas prodotto lascia il reattore dall'alto ed è poi inviato alla sezione di raffreddamento, recupero termico e pulizia del gas.

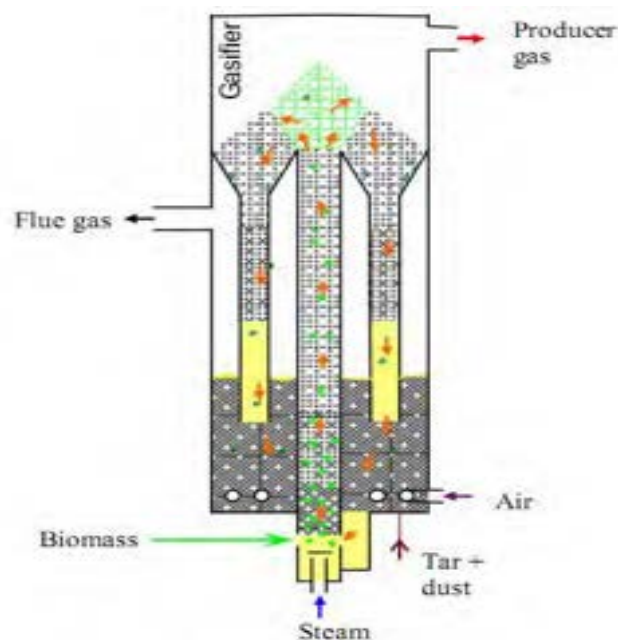


Figura 3: Gassificazione indiretta secondo la tecnologia MILENA [4]

L'efficienza globale netta riferita al LHV, incluso il consumo d'energia elettrica ed i pretrattamenti, escluso il trasporto della biomassa, risulta rispettivamente essere del 54% per l'EF, del 58% per il CFB e del 67% per l'allotermico.

Il processo allotermico presenta la più alta efficienza del gas caldo perché le perdite di calore sono ridotte al minimo: la combinazione del calore latente del gas al camino e del gas prodotto sono le più alte, ma questo è compensato dal preriscaldamento dell'aria di combustione.

Nell'ambito del progetto europeo UNIQUE coordinato dall'Università degli Studi dell'Aquila [5] sono state condotte diverse campagne di prove di gassificazione di biomassa con vapore in un reattore a letto fluidizzato, per ridurre il contenuto di tar nel gas e massimizzare la produzione di syngas attraverso l'uso di un filtro catalitico consistente in una candela di ceramica commerciale per la filtrazione del gas caldo integrata con catalizzatore al Ni inserita nel *freeboard* del gassificatore.

Oltre a questo caso esemplificativo (massima resa d'idrogeno, minimo contenuto di tar), le simulazioni prevedono altri due casi di studio, anch'essi applicazione del processo UNIQUE di purificazione a caldo, nei quali si considera la presenza di ossigeno necessario a rendere il processo auto termico: il primo tiene conto della composizione del gas ottenuta in prove di gassificazione in scala di laboratorio condotte presso il Laboratorio Tecnologie e Impianti per l'uso energetico delle Biomasse e Solare Termico del centro di ricerca ENEA Trisaia [6]. Il secondo caso invece si basa su una stima della composizione e della resa del gas combustibile ottenuto con il prototipo d'impianto pilota da 1MWth UNIQUE.

Le composizioni in uscita dal gassificatore ed il gas inviato alle successive sezioni sono riportate in tabella 1.

Tabella 1: Dati di gassificazione

Composizione	I	II	III
Gas yield, Nm ³ dry/kg daf	1,75	1,25	1,5
Tar content, g/Nm ³ dry	0,5	6	0.5
H ₂ (vol% dry gas, N ₂ free)	56,48	31,69	33,5
CO ₂ (vol% dry gas, N ₂ free)	22,07	35,58	33,5
CO (vol% dry gas, N ₂ free)	17,36	25,15	25
CH ₄ (vol% dry gas, N ₂ free)	4,09	7,57	8
HCl (ppm)	50	50	n.d.a.
H ₂ S (ppm)	50	50	
NH ₃ (ppm)	500	500	500

In tutti e tre i casi, dal momento che il processo UNIQUE di pulizia gas prevede l'uso di candele filtranti con efficienza del 99,9% per l'abbattimento delle polveri, si considera che sia pari a zero il tenore dei solidi sospesi.

Le correnti in uscita dal gassificatore vengono ottenute dalla simulazione di un reattore REAC (Stoichiometric Reactor) ossia un modulo basato sulla stechiometria di reazione, in cui vanno inseriti i coefficienti stechiometrici, il componente chiave (la biomassa) e la frazione di conversione, ricavati dai dati sperimentali.

Qualora il rapporto H_2/CO non sia quello desiderato, è prevista una fase di pretrattamento che oltre alle sezioni di pulizia del gas per l'abbattimento dei gas acidi, tar e ammoniacale, presenta un reattore di equilibrio di *water-gas-shift* a monte del reattore di metanazione, per portare le concentrazioni a valori ottimali; questi ultimi dipendono dal tipo di processo catalitico adottato. Diversi infatti, sono i dati bibliografici [3, 7] secondo i quali se $H_2/CO \geq 3$, allora CO reagisce con H_2 a dare CH_4 e H_2O secondo la reazione di Senderens con rese maggiori.

I risultati ottenuti con il caso I sono ovviamente i migliori, poiché oltre a presentare una produzione di syngas maggiore, pari a $1,75 \text{ Nm}^3/\text{kg}_{\text{biomassdaf}}$, il gas è anche più ricco in H_2 .

In uscita dal gassificatore infatti come è possibile vedere nelle tabelle sopra riportate il rapporto H_2/CO risulta essere maggiore di 3.

Tale caso è il risultato della gassificazione con vapore di gusci di mandorla in scala di laboratorio in cui il calore necessario è fornito dall'esterno tramite un forno elettrico e quindi rappresenta un caso non realistico da un punto di vista industriale. È stato tuttavia studiato e preso in considerazione come test per valutazione dello schema proposto, si riportano lo schema d'impianto e i risultati ottenuti in appendice A.

Per i casi II e III è stato necessario, come vedremo in dettaglio, inserire un ulteriore reattore di *WGS* a valle del primo reattore di metanazione al fine di produrre un quantitativo di H_2 il più possibile vicino allo stechiometrico.

Sezione di recupero termico

Il gas uscente dal gassificatore viene inviato in una sezione di recupero termico, attraverso uno scambiatore ad H_2O liquida in pressione, per la produzione di vapore media pressione da inviare poi in turbina a vapore o ad eventuali utilizzatori.

Il fluido di processo, la corrente di syngas a 850°C , viene raffreddata fino ad una temperatura di 150°C , (in previsione di uno stadio di purificazione del gas a freddo, che non sarebbe richiesto in caso di funzionamento del sistema UNIQUE con aggiunta di sorbenti nel gassificatore). Il fluido di servizio invece viene portato da 25°C a 300°C . In Figura 4, a titolo esemplificativo, vengono riportate le curve della temperatura vs. il calore scambiato.

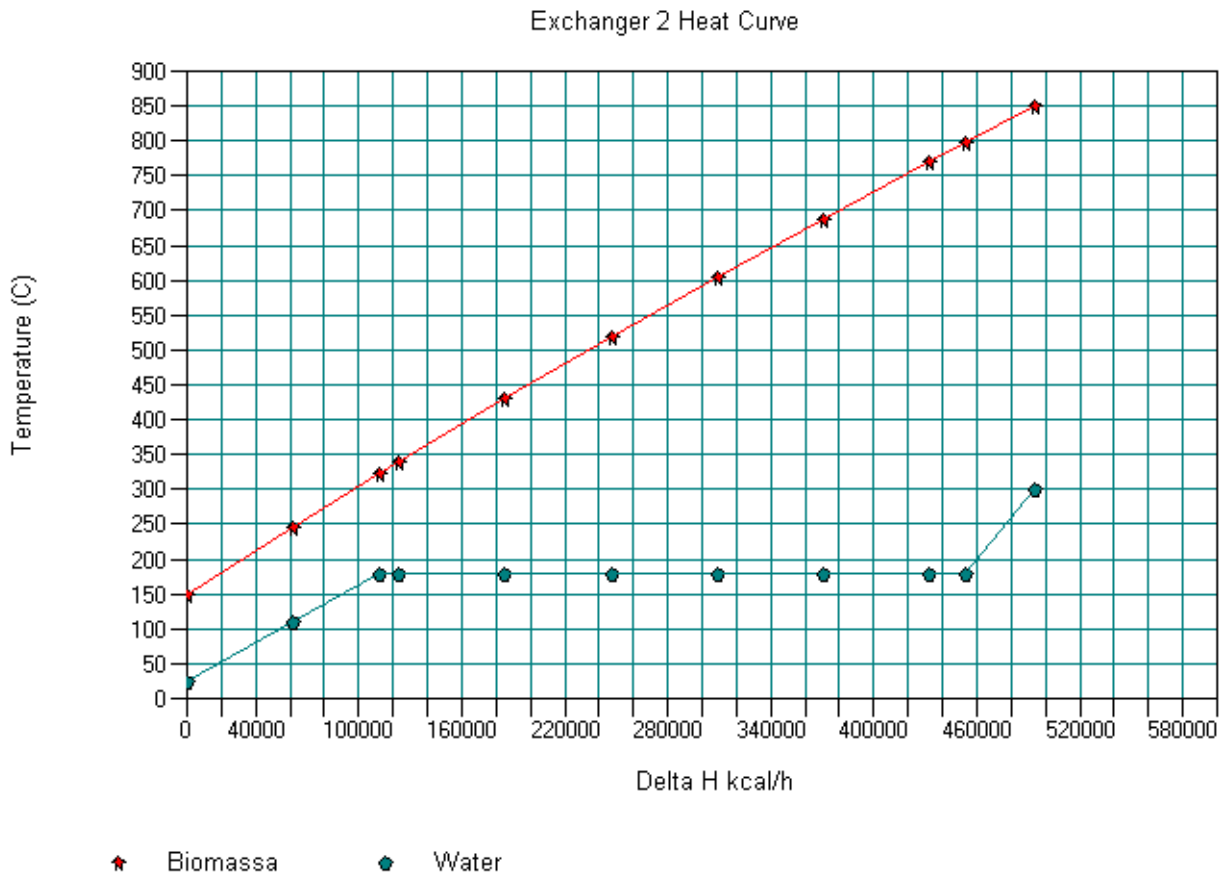


Figura 4: Recupero termico scambiatore di calore a valle del gassificatore

Sezione di purificazione del gas

Sono state svolte simulazioni di trattamento a freddo del syngas prodotto dall'impianto di gassificazione volte al processo di pulizia e separazione di tar, ammoniaca e acido solfidrico.

Per il caso II sono stati simulati test di *cleanup* del syngas a freddo in torri di lavaggio in colonne d'assorbimento.

Per il caso III è stato considerato il processo di pulizia a caldo come da funzionamento del processo UNIQUE.

I collettori ad umido o gli scrubbers rappresentano il sistema più consolidato e semplice per la purificazione di correnti gassose contaminate.

Il principio di tale operazione consiste nell'inviare il *feed* gassoso contaminato in controcorrente all'interno di una camera nella quale, grazie alle ampie tecnologie disponibili, avviene un intimo contatto tra il gas ed una certa quantità di liquido, così che i contaminanti si trasferiranno dalla fase gassosa alla fase liquida, che verrà rimossa e all'uopo riutilizzata.

Esiste un ampio *range* di scrubbers tra i quali hanno un ruolo prominente le colonne d'assorbimento che possono essere suddivise in tre categorie:

- Colonne impaccate a riempimento
- Colonne a piatti
- Colonne a letto mobile

Metodi di rimozione del tar

Diversi approcci per la rimozione del tar sono riportati in letteratura [8] e la ricerca sta sviluppando metodi sempre più efficienti ed economicamente vantaggiosi.

Tutti i metodi disponibili possono essere classificati in primari o secondari, al variare della posizione nell'impianto in cui avviene tale rimozione. Nei metodi primari la rimozione avverrà all'interno del gassificatore stesso, nei secondari il tar potrà essere rimosso con trattamenti che possono essere chimici o fisici, secondo la seguente classificazione:

- Metodi chimici: cracking del tar, termico o catalitico
- Metodi fisici: filtri, separatori meccanici e scrubber

Rimozione del tar: metodi secondari

Sulla base delle tecnologie disponibili, si è scelto di lavorare con uno *scrubber* operante con bio-diesel come fluido assorbente [9].

Sulla base del codice commerciale implementato da ChemCAD è stata simulata la reazione di assorbimento. È stato scelto uno scrubber a piatti che presenta per gli standard la più alta efficienza a livello di performance e affidabilità nel mantenere i valori limite settati, a lungo termine.

Confrontando tra le caratteristiche del biodiesel commercialmente prodotto e le caratteristiche chimico-fisiche disponibili nella libreria ChemCAD, l'1-Bicyclohexyl è stato scelto per simulare il Biodiesel.

Il tar, miscela idrocarburica, viene simulato scegliendo come componente chiave il componente maggiormente presente: il naftalene.

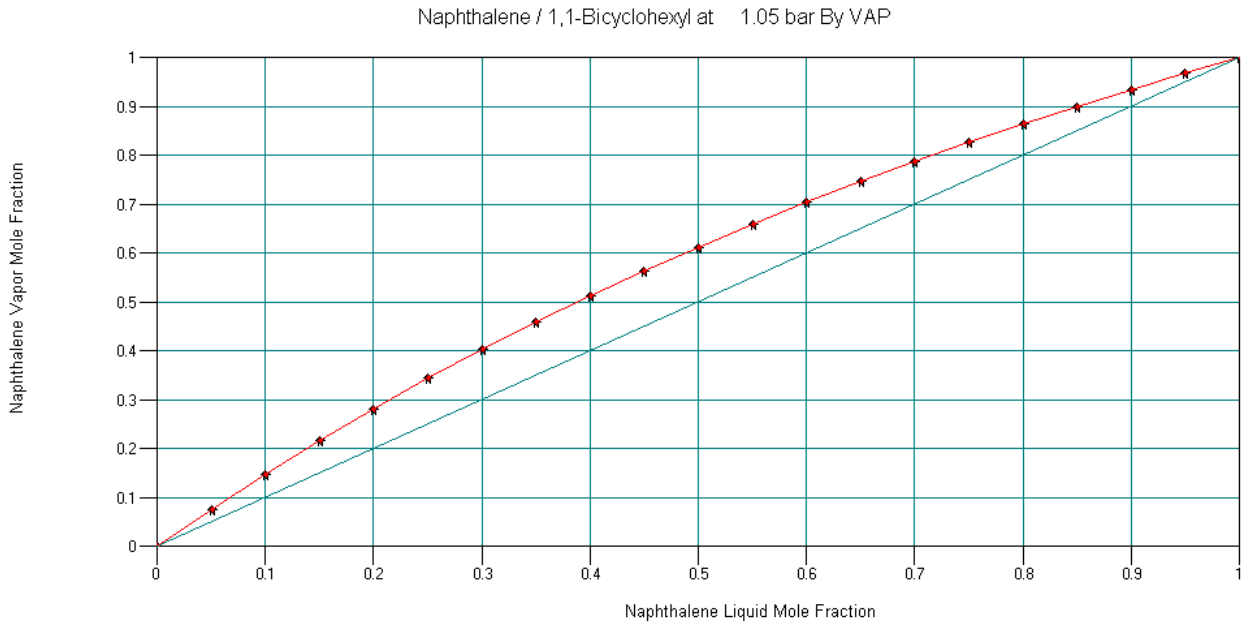
La colonna d'assorbimento è stata simulata con *SCDS column*, un modulo basato sull'equilibrio liquido vapore che attua un calcolo rigoroso multistadio.

A fondo colonna è presente un serbatoio nel quale si separano per gravità l'H₂O ed il biodiesel. All'interfaccia viene prelevata e spurgata la corrente contenente il tar, assorbito nel biodiesel (circa il 10% del biodiesel alimentato) e l'H₂O; il restante 90% viene ricircolato in testa alla colonna previo raffreddamento.

Il serbatoio è stato simulato con un separatore di componenti *CSEP* nel quale sono stati settati i flussi molari delle correnti da separare e le temperature operative in testa e a valle del separatore.

Si riportano la curva d'equilibrio, figura 5, utilizzata per il dimensionamento della colonna ed il calcolo del numero di stadi inseriti nel simulatore ed i profili di concentrazione della colonna, figura 6 della composizione ottenuta da prove di gassificazioni in scala di laboratorio condotte presso il Laboratorio Tecnologie e Impianti per l'uso energetico delle Biomasse e Solare Termico del centro di ricerca ENEA Trisaia, composizione II.

I profili di concentrazione lungo la colonna delle altre prove sono riportati in appendice.



★ XY Data

Figura 5: Diagramma d'equilibrio liquido-vapore biodiesel-tar

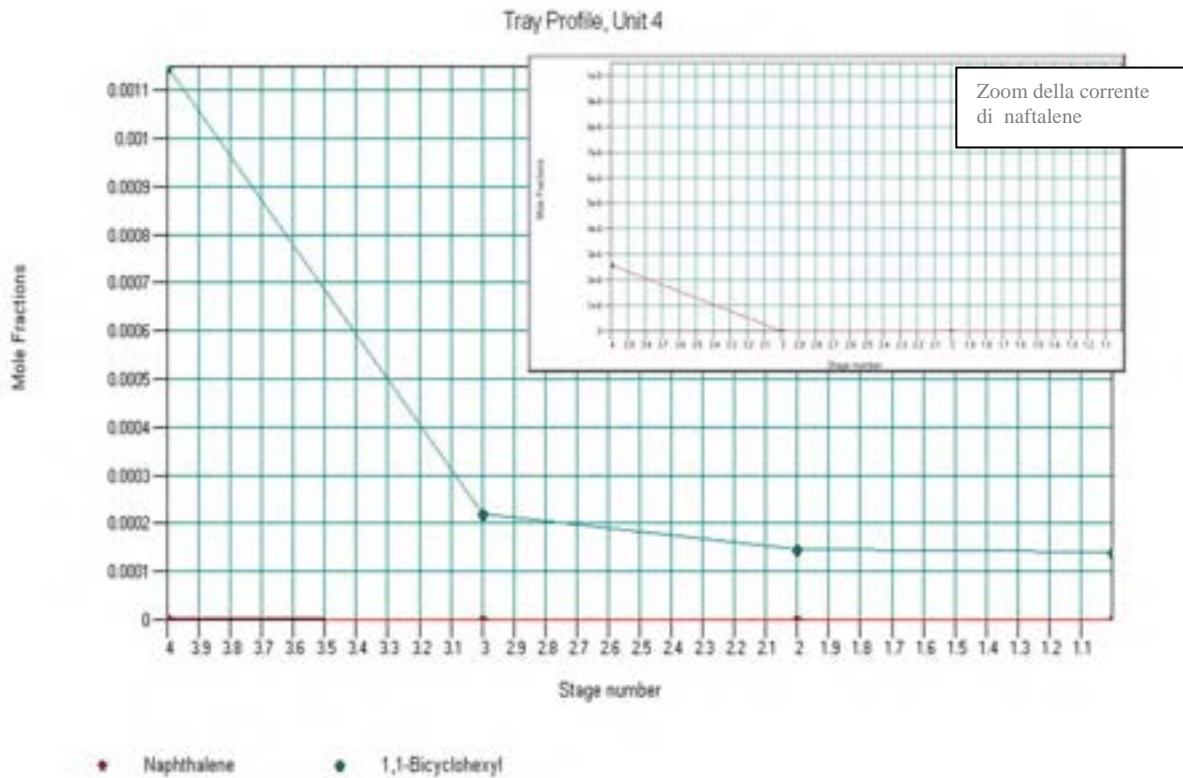


Figura 6: Profilo di Concentrazione lungo la colonna d'assorbimento tar

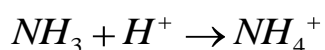
Tabella 2: Dati assorbimento Tar con Biodiesel

FLOW SUMMARIES:				
Stream No.	5	11	9	10
Stream Name	Syngas in	Syngas out	Biodiesel in	Biodiesel out
Temp °C	150	25,2072	25	57,2184
Pres bar	1,05	1,05	1,05	1,05
Enth kcal/h	-4,72E+05	-4,16E+05	-7,86E+05	-8,42E+05
Vapor mole frac.	1	1	0	0
Total kmol/h	11,2228	10,0365	10	11,1863
Total kg/h	268,9695	246,6207	1663,0701	1685,4189
Total std L m ³ /h	\	\	1,8656	1,8879
Total std V m ³ /h	251,54	224,95	\	\
Flowrates in kg/h				
Water	21,1856	0	0	21,1856
Hydrogen	6,4102	6,4102	0	0,0001
Methane	12,1927	12,1925	0	0,0002
Carbon Monoxide	70,5852	70,5844	0	0,0008
Carbon Dioxide	157,1157	157,0803	0	0,0354
HydrogenSulfide	0,0171	0,0166	0	0,0005
Ammonia	0,0854	0,0812	0	0,0042
Naphthalene	1,3519	0	0	1,3519
1-1-Bicyclohexyl	0	0,2302	1663,0701	1662,8398
HydrogenChlorid	0,0256	0,0253	0	0,0003

Rimozione dell'ammoniaca

L'ammoniaca viene abbattuta attraverso un assorbimento chimico in uno scrubber, nel quale il *feed* gassoso entra dal basso e fluisce in controcorrente attraverso il letto impaccato con una soluzione acquosa 1M di H₂SO₄[8]. E' stato assunto un comportamento ideale per il gas.

L'ammoniaca si dissolve nella soluzione acida, diffonde e contemporaneamente reagisce rapidamente con gli ioni H⁺ secondo la seguente reazione:



I coefficienti di trasferimento per l'ammoniaca sono rispettivamente:

$$k_G = 15.7 \cdot 10^{-3} \text{ m/s} \quad \text{e} \quad k_L = 0.37 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

La solubilità di NH₃ in H₂O è molto alta, $m \approx 10^3$, è possibile pertanto considerare che la resistenza al trasferimento di materia sia completamente nella fase gas, essendo: $k_G/k_L < 1$

Gli effetti del trasferimento di calore possono essere trascurati.

La variazione di concentrazione del NH₃ lungo l'altezza della colonna viene studiato attraverso il bilancio di materia sull'altezza infinitesimale dz della colonna, con dispersione longitudinale del flusso gassoso trascurabile.

$$dC_{\text{NH}_3} \cdot Q_{\text{syngas}} = dz \cdot S \cdot a \cdot J_{\text{NH}_3}$$

Sulla base di tale bilancio sono state calcolate il numero di unità di trasferimento richieste e l'altezza unitaria di tali unità.

Sono stati scelti anelli Raschig come materiale di riempimento con:

Diametro: 0,025 m

Superficie specifica: 220 m²/m³

La superficie specifica effettiva per il trasferimento di materia è stata stimata al 50%.

Viene effettuato un ricircolo della corrente in uscita dal fondo colonna.

In testa, in continuo, viene inserita una corrente fresca di H₂O e H₂SO₄ pari alla quantità persa durante il chemiassorbimento del NH₃. Per eliminare l'ammoniaca presente nella corrente da purificare vengono consumati circa 0.235 kg/h di H₂SO₄. Un controllore di PH sarà inserito nel feed di testa colonna per verificare che questo resti costante durante la marcia dell'impianto.

L'ammoniaca è tutta rimossa sotto forma di NH₄⁺ a spese di SO₄⁻² che reagiranno a dare (NH₄)₂SO₄, sale che in soluzione acquosa resta tuttavia dissociato.

Si riportano in tabella 3 le concentrazioni degli elettroliti formati durante il chemiassorbimento dell'ammoniaca.

Tabella 3: Dati reazioni elettrolite del chemiassorbimento dell'NH₃ in soluzione acquosa 1M di H₂SO₄

Flowrates	kg/h	kmol/h
H ⁺	0,3524	0,3524
OH ⁻	0	0
H ₂ O	346,1311	19,22950556
SO ₄ ⁻²	0,4194	0,00436875
HSO ₄ ⁻	33,5502	0,345878351
H ₂ SO ₄	0	0
NH ₃	0	0
NH ₄ ⁺	0,0861	0,004783333

Si riporta in figura 7 il flowsheet della simulazione e la tabella dei risultati di tale operazione unitaria, condotta attraverso il simulatore, tramite il modulo SCDS nella quale sono stati settati i parametri di riempimento e numero i stadi del processo.

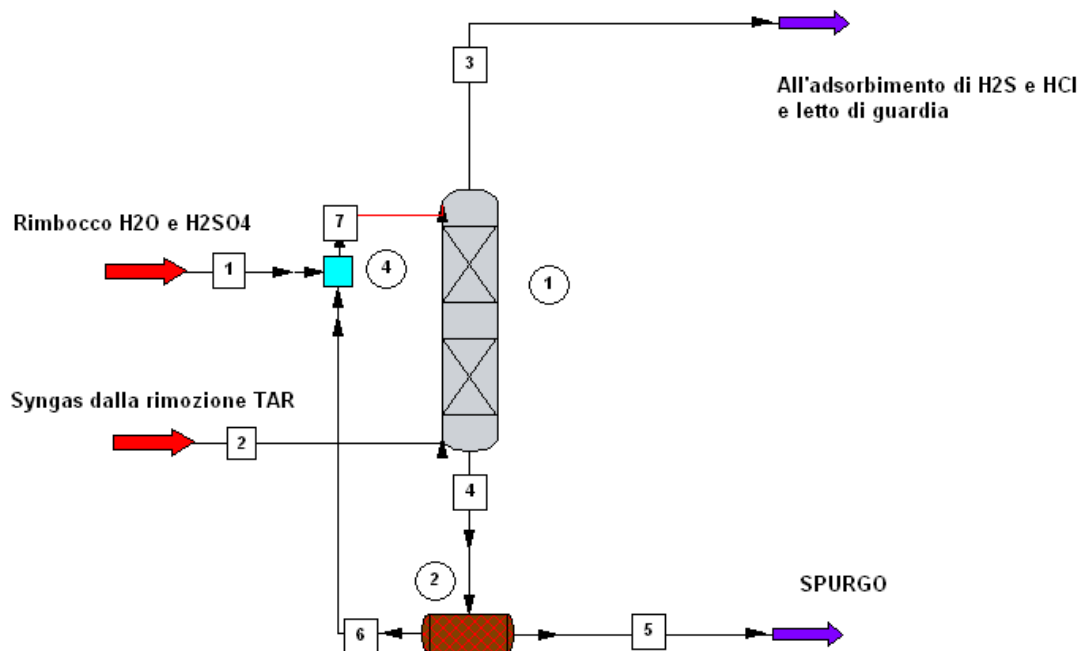


Figura 7: Sezione purificazione syngas, colonna d'assorbimento dell'ammoniaca

Tabella 4: Dati assorbimento ammoniaca soluzione acquosa 1M di H_2SO_4

FLOW SUMMARIES:				
Stream No.	2	3	7	5
Stream Name	Syngas in	Syngas out	H ₂ O e H ₂ SO ₄ in	NH ₃ (H ₂ O+H ₂ SO ₄)
Temp °C	25,2925	20,0482	20	14,9927
Pres bar	1,05	1,05	1,05	1,05
Enth kcal/h	-4,16E+05	-4,28E+05	-1,39E+06	-30821
Vapor mole frac.	1	1	0	0
Total kmol/h	10,0365	10,2401	19,7783	0,4346
Total kg/h	246,6224	249,9647	384,3276	8,9564
Total std L m ³ /h	\	\	0,3619	0,0084
Total std V m ³ /h	224,95	229,52	\	\
Flowrates in kg/h				
Ammonia	0,0812	0	0	0,0812
H ₂ SO ₄	0	0,0003	34,3276	0,9805
Water	0,0001	3,869	350	7,4492
Hydrogen	6,4102	6,41	0	0,0001
Methane	12,1925	12,1919	0	0,0006
Carbon Monoxide	70,5844	70,5823	0	0,002
Carbon Dioxide	157,0803	156,8704	0	0,2099
Hydrogen Sulfide	0,0166	0,0166	0	0,0001
Naphthalene	0	0	0	0
1-1-Bicyclohexyl	0,2317	0	0	0,2317
Hydrogen Chlorid	0,0253	0,0242	0	0,001

Abbattimento H₂S e HCl

In generale la biomassa contiene piccoli quantitativi di cloro e zolfo.

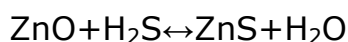
Il 90% dello zolfo in essa contenuto è generalmente trasformato in H₂S ed il restante in COS.

Una parte del cloro si ritrova nelle ceneri, la restante parte è presente nel gas come HCl.

La concentrazione di zolfo massima consentita per le reazioni catalitiche di metanazione non è ancora nota; sono comunque noti i problemi di tossicità elevata e corrosione che tale sostanza comporta

Per l'abbattimento di tali sostanze diversi processi e tecnologie sono attualmente in uso e disponibili in commercio.

E' possibile rimuovere l'H₂S attraverso assorbimento chimico con ZnO, secondo il metodo classico, per il quale:



E' possibile, inoltre, eliminare l'idrogeno solforato e l'acido cloridrico attraverso uno scrubber basico seguito da una torre d'assorbimento con CaCO₃ come adsorbente.

Tale sistema di purificazione assicura un'efficienza nella rimozione dell'H₂S dell'84% e dell'HCl del 70 % [11].

Da valutazioni effettuate da ENEA, UNISA, UNINA [12] è possibile abbattere il contenuto di H₂S tramite adsorbimento su carboni attivi.

Lo screening iniziale effettuato su carboni commerciali, mostra come tutti i carboni testati hanno un'efficienza di abbattimento dell'H₂S del 100%, consentendo di ottenere correnti di gas in uscita dal letto adsorbente con contenuti di H₂S pari a 0 ppm, fino al momento in cui si raggiunge il punto di *breakthrough*, cioè in corrispondenza della saturazione della capacità del sorbente.

In termini di capacità adsorbente (definita come g H₂S/g carbone), il carbone RGM3 è risultato il migliore, con un valore massimo pari a circa 4.5%.

A valle della sezione di rimozione dello H₂S è stato inserito un letto di guardia di carboni attivi utilizzato per la rimozione dell'HCl, del rimanente H₂S non rimosso e delle altre impurità ancora presenti nel syngas.

Si è scelto di lavorare con letti adsorbenti a carboni attivi comprendenti due colonne d'assorbimento in parallelo, una "making" e l'altra in "cleaning", simulate attraverso ChemCAD come un separatore di componenti.

Ci si riserva un eventuale cambiamento nella scelta di processo, a valle di una valutazione basata sull'ottimizzazione economica dei costi.

Sezione di metanazione

Come sopra riportato, le reazioni di metanazione a partire dagli ossidi di carbonio sono reazioni d'equilibrio esotermiche, che avvengono con diminuzione del numero di moli. I gas provenienti dalla gassificazione della biomassa, a valle della sezione di purificazione, saranno ricchi di CO, CO₂, H₂, CH₄, ed H₂O, che verrà condensata a valle della sezione di metanazione (vedere appendice B).

Proprio l'alta esotermicità è la caratteristica principale nella conversione dei gas di sintesi a metano, in base alla quale è necessario operare le scelte di processo più opportune.

Dipendenza dalla temperatura

L'equazione di van'tHoff, che discende dall'equazione di Gibbs-Helmholtz e dalla definizione termodinamica di costante d'equilibrio, permette di valutare analiticamente la dipendenza della costante termodinamica d'equilibrio dalla temperatura:

$$\frac{\partial \ln K_a}{\partial T} = \frac{\Delta H^\circ_T}{RT^2}$$

Si vede da tale equazione che per una reazione esotermica, $\Delta H^\circ_T < 0$, un aumento della temperatura determina una diminuzione della costante termodinamica di equilibrio e quindi uno spostamento della reazione a sinistra verso i reagenti.

Dipendenza dalla pressione

Un aumento o una diminuzione della pressione del sistema, ha effetto sulla reazione, solo se $v = \sum v_i \neq 0$ (dove v_i sono i coefficienti stechiometrici dei componenti che prendono parte alla reazione) infatti:

$$K_p = \text{cost} = Q_y \cdot P^v, \text{ con } Q_y = \prod y_i^{v_i}$$

Dalla quale quindi è possibile osservare analiticamente, che poiché il termine P^v diminuisce all'aumentare della pressione, affinché il prodotto $Q_y \cdot P^v$ resti costante, deve aumentare il termine Q_y e la reazione si sposterà dunque verso i prodotti, e viceversa per una diminuzione della pressione.

Da tali valutazioni termodinamiche è quindi possibile affermare che le reazioni di metanazione saranno favorite a basse temperature ed alte pressioni.

Il catalizzatore usato è a base di Ni supportato su allumina. Piuttosto ampio è lo studio e la ricerca in merito a catalizzatori più selettivi, attivi e robusti[13].

Da un punto di vista catalitico la metanazione di CO e CO₂ è stata ampiamente studiata. Recenti pubblicazioni descrivono l'idrogenazione di CO e/o CO₂ su Rh/SiO₂, Fe/SiO₂ e Ni/SiO₂ [14,15], Rh/Y zeolite [16]. La caratterizzazione delle particelle di Rh nella zeolite Y durante l'idrogenazione della CO₂ mostra che il CH₄ è maggiormente prodotto da CO₂/H₂ sulla zeolite RhY. La scelta del catalizzatore è quindi di rilevante importanza per il processo di metanazione.

Come previsto dall'accordo di Programma MSE-ENEA, sono state prese in considerazione due principali tecnologie di reattore per la produzione di gas naturale sintetico: reattori a letto fisso adiabatici in serie con raffreddamento intermedio e reattori a letto fluidizzato.

Il ChemCAD presenta la possibilità nella scelta del reattore di lavorare direttamente con reattori di metanazione.

Per il modello di metanazione, tutti i dati d'equilibrio e la stechiometria per la reazione di metanazione e la reazione di WGS sono contenuti nel database del programma. Si assume inoltre che tutte le reazioni avvengano in fase vapore.

Le reazioni utilizzate sono:



Si è scelto di non utilizzare tale modello del reattore d'equilibrio EREA, se non in una valutazione preliminare e di disaccoppiare le due reazioni, per poter osservare e controllare l'andamento del processo e l'effetto dei parametri operativi.

Reattori a letto fisso con raffreddamento intermedio

Su scala industriale il processo di metanazione adiabatico è sviluppato dalla PlasterMold (RPM), dalla Topsoe, processo TREMP con quattro letti fissi con ricircolo [17], e il processo HICOM con cinque letti fissi con ricircolo.

I reattori di metanazione sono stati simulati attraverso l'EREA *equilibrium reactor*, nel quale vengono specificati il numero di reazioni, la modalità termica con cui vogliamo avvenga la reazione, il tipo di algoritmo risolutivo e la stechiometria della reazione.

Dalla bibliografia si è visto che l'optimum di pressione, temperatura e rapporto stechiometrico è raggiunto a T= 300°C, P= 30 bar e H₂/CO ≥ 3 [3,6].

La corrente di syngas uscente dalla sezione di purificazione del gas viene dapprima compressa fino a 8 bar, poi inviata al reattore d'equilibrio della WGS, per aumentare la concentrazione in idrogeno.

Tabella 5: Dati Concentrazioni uscenti dal Reattore di WGS, caso II

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	4	6
Stream Name	Corrente in WGS I	Corrente out WGS I
Temp °C	365,0735	339,431
Pres bar	8	8
Enth kcal/h	-72433	-75055
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	6,5921	6,5921
Total kg/h	91,6133	91,6133
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	147,75	147,75
Flowrates in kg/h		
Water	2,6562	0,1441
Hydrogen	6,3975	6,6786
Methane	12,1456	12,1456
Carbon Monoxide	70,4121	66,5063
Carbon Dioxide	0,0019	6,1387

Come è possibile osservare il rapporto H₂/CO è lontano dai valori ottimali e non è sensibilmente migliorato; si è scelto pertanto d'inserire un ulteriore reattore di WGS a valle del primo reattore di metanazione.

La corrente in uscita dal I reattore di WGS viene ulteriormente compressa fino a 30 bar, quindi raffreddata a spese di H₂O liquida in pressione, per la produzione di una ulteriore linea di vapore a media pressione.

Non è possibile comprimere la corrente fino al valore desiderato prima del reattore di WGS poiché la temperatura raggiunge livelli troppo elevati, tali da sfavorire la reazione stessa.

Sempre per problemi legati al controllo termico non si è potuto installare il compressore a valle del reattore di WGS poiché la temperatura raggiunta crea problemi di stress termico al compressore stesso.

Si riporta, in Figura 8, lo schema di processo della sezione di metanazione e le tabelle dei risultati ottenuti.

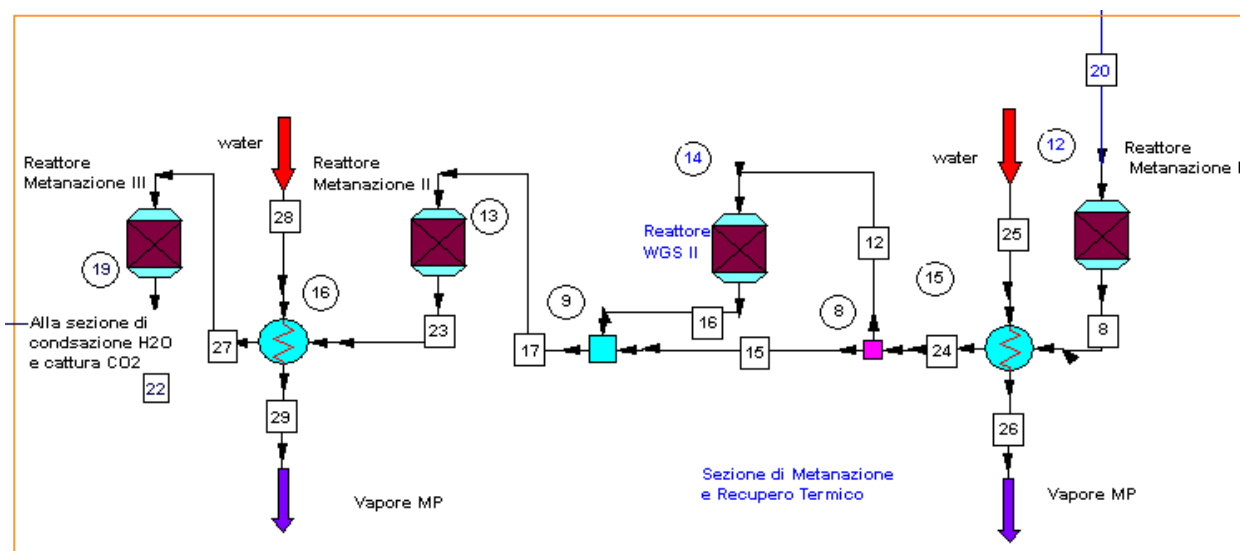


Figura 8: Schema di processo della sezione di metanazione a letto fisso con recupero termico intermedio, caso II

Tabella 6: Dati sezione di metanazione con reattori adiabatici, caso II, gas proveniente dalla sezione di purificazione a freddo, WGS I e compressione a 30 bar

Stream No.	20	8	24	17	23	27	22
Stream Name	Corrente in metanazione I	Corrente out metanazione I	Corrente in WGS II	Corrente out WGS II	Corrente out metanazione II	Corrente in metanazione III	Corrente out metanazione III
Temp °C	200	710,6417	200	297,7517	597,4578	200	293,0362
Pres bar	30	30	30	30	30	30	30
Enth kcal/h	3,00E+05	-3,00E+05	3,40E+05	-3,40E+05	-3,40E+05	-3,70E+05	-3,70E+05
Vapor mole frac.	1	1	1	1	1	1	1
Total kmol/h	8,9735	7,4294	7,4294	7,4294	6,5451	6,5451	6,294
Total kg/h	194,4252	194,4256	194,4256	194,4262	194,4265	194,4265	194,4266
Total std L m ³ /h	\	\	\	\	\	\	\
Total std V m ³ /h	201,13	166,52	166,52	166,52	146,7	146,7	141,07
Flowrates in kg/h							
Water	2,3573	16,2657	16,2657	2,5148	10,4802	10,4802	12,7414
Hydrogen	6,567	1,8981	1,8981	3,4367	0,7629	0,7629	0,0038
Methane	12,1858	24,5718	24,5718	24,5718	31,6653	31,6653	33,6789
Carbon Monoxide	68,3564	46,7313	46,7313	25,3512	12,9664	12,9664	9,4507
Carbon Dioxide	104,9588	104,9588	104,9588	138,5518	138,5518	138,5517	138,5517

Tabella 7: Dati concentrazioni Sezione di Metanazione reattori adiabatici, caso III gas proveniente dalla sezione di purificazione a caldo, raffreddamento e compressione

Stream No.	20	8	24	17	23	27	22
Stream Name	Corrente Metanazione in I	Corrente Metanazione out I	Corrente WGS in	Corrente Metanazione in II	Corrente Metanazione out II	Corrente Metanazione in III	Corrente Metanazione out III
Temp °C	200	697,441	200	294,8125	651,4952	200	204,8734
Pres bar	30	30	30	30	30	30	30
Enth kcal/h	-3,68E+05	3,67E+05	4,12E+05	-4,12E+05	-4,12E+05	-4,52E+05	-4,52E+05
Vapor mole frac.	1	1	1	1	1	1	1
Total kmol/h	10,373	8,6153	8,6153	8,6153	7,3674	7,3674	7,3667
Total kg/h	230,9101	230,9106	230,9106	230,9113	230,9117	230,9117	230,9117
Total std L m3/h	\	\	\	\	\	\	\
Total std V m3/h	232,5	193,1	193,1	193,1	165,13	165,13	165,11
Flowrates in kg/h							
Water	3,1208	18,953	18,953	3,4164	14,6571	14,6571	14,6634
Hydrogen	7,352	2,0373	2,0373	3,7758	0,0024	0,0024	0,0003
Methane	15,076	29,1752	29,1752	29,1752	39,1854	39,1854	39,191
Carbon Monoxide	72,9324	48,3162	48,3162	24,1596	6,6824	6,6824	6,6726
Carbon Dioxide	132,4289	132,4289	132,4289	170,3843	170,3843	170,3843	170,3843

Come si evince dai dati riportati nelle tabelle 5 e 6 , non si riesce a raggiungere una resa in metano > 95% in volume per il caso II: l'idrogeno si esaurisce, il monossido di carbonio è invece ancora presente seppur in quantità limitate; l'H₂O e la CO₂ saranno separate a valle di tale sezione.

Da evidenziare è il profilo di temperatura lungo la sezione di metanazione: come era ovvio fosse, essendo la reazione esotermica, si osserva un incremento della temperatura, fino a valori superiori a 600°C. Tale temperatura rappresenta un limite operativo poiché al di sopra di tale valore il catalizzatore impiegato inizia a sinterizzare.

In linea di principio, tale problema potrebbe essere risolto utilizzando una serie di reattori che lavorano con catalizzatori di *steam reforming* [18] prodotti e pensati per lavorare a temperature comprese tra 450°C e 850°C; tuttavia le alte temperature richiederebbero materiali di costruzione dei reattori e degli scambiatori tra loro interposti molto costosi; inoltre favoriscono termodinamicamente la formazione di coke.

Un'altra soluzione è quella di lavorare con ricircoli del gas prodotto riducendo così l'aumento di temperatura fino a valori accettabili per il catalizzatore di metanazione. Questo processo è stato ampiamente studiato nel progetto ADAM/EVA attorno agli anni '80.

A valle di tali considerazioni si è effettuato uno studio su reattori isotermi, a letto fluidizzato.

Reattori a letto fluidizzato

Dal 1950 ad oggi i reattori a letto fluidizzato gas-solido sono stati ampiamente e con successo utilizzati per il processo di metanazione di gas di sintesi proveniente da carbone [19].

Il Bureau of Mines (Stati Uniti, Greyson et al., 1955; Schlesinger et al., 1956) e l'università di Karlsruhe (Germania, processo Comflux) (Hedden et l., 1986; Lommerzhei e Flockenhaus, 1978) furono capaci di misurare i profili di temperatura lungo l'altezza del reattore durante la reazione di metanazione, mentre la composizione del gas era misurata solamente all'ingresso e all'uscita del reattore.

BCR (BituminousCoalResearchInc. Stati Uniti, Bi-Gas Project) (Cobb e Streeter, 1979; Grabski e Diehl, 1973; Streeter et al., 1976; Streeter, 1977) svilupparono un reattore che permette prelievo ed analisi da metà dell'altezza del letto fluidizzato per un'analisi offline a distanza.

Il principale scopo nello sviluppo di reattori catalitici di metanazione è quello di raggiungere un'efficiente rimozione di calore, per minimizzare la disattivazione del catalizzatore dovuta a stress termici e annullare la limitazione della formazione del metano dovuta al raggiungimento dell'equilibrio chimico.

I reattori a letto fluidizzato sembrano essere favorevoli allo scopo, permettono un'operazione isoterma in un singolo stadio, grazie all'alto coefficiente di trasporto del calore.

Inoltre, il movimento delle particelle del catalizzatore attraverso il letto e la possibilità di combinare in un unico apparato le reazioni di WGS e metanazione permette una lunga stabilità del catalizzatore dovuta alla rigenerazione interna, come recentemente dimostrato su differenti scale [19] da Kopyscinski et al. 2010.

E' stato sperimentalmente osservato [6] che solamente in pochi casi la temperatura aumenta di circa 80°C nei primi mm del letto, e che incrementando il flusso volumetrico nel letto la formazione di hot spot diminuisce e si sviluppa un profilo di temperatura pressoché isoterma.

Tutti gli esperimenti effettuati, hanno raggiunto una conversione del CO praticamente del 100%.

Viene mostrato che più del 96% della conversione del CO avviene nella parte più bassa del letto fluidizzato. [20]

Yingli Wang, Liao Liu, Qiang Li, Jian Yu e Fabing Su studiarono il confronto dell'efficienza della metanazione da syngas su reattori fluidizzati e a letto fisso a pressione atmosferica e temperatura pari a 300°C [21]. Osservarono una distribuzione del gas CH₄ prodotto pari al 62,9% in volume nel reattore a letto fluidizzato, e del 46,5% in volume nel reattore a letto fisso.

I reattori di metanazione sono stati simulati con reattori EREA in modalità isoterma.

Si riporta lo schema di processo della sezione di metanazione (Figura 9) e le tabelle 7 e 8 dei risultati ottenuti:

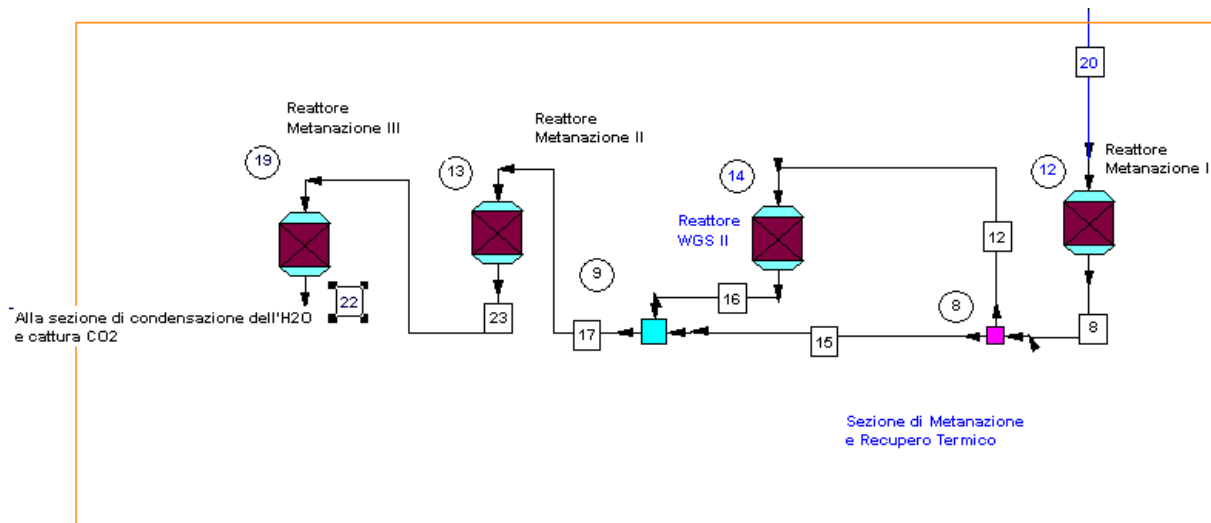


Figura 9: Schema di processo della sezione di metanazione a letto fluidizzato con recupero termico intermedio

Tabella 8: Dati della sezione di metanazione reattori isotermi, caso II, gas proveniente dalla sezione di purificazione a freddo

Stream No.	20	8	12	16	23	22
Stream Name	Corrente in metanazione I	Corrente out metanazione I	Corrente in WGS II	Corrente out WGS II	Corrente out metanazione II	Corrente out metanazione III
Temp °C	200	300	300	300	300	300
Pres bar	30	30	30	30	30	30
Enth kcal/h	-3,00E+05	-3,49E+05	-3,49E+05	-3,58E+05	-3,75E+05	-3,75E+05
Vapor mole frac.	1	1	1	1	1	1
Total kmol/h	8,9731	6,8024	6,8024	6,8024	6,1431	6,1431
Total kg/h	194,4082	194,4088	194,4088	194,4096	194,4099	194,4099
Total std L m ³ /h	\	\	\	\	\	\
Total std V m ³ /h	201,12	152,47	152,47	152,47	137,69	137,69
Flowrates in kg/h						
Water	2,3568	21,9089	21,9089	4,0426	9,9814	9,9814
Hydrogen	6,5669	0,0035	0,0035	2,0027	0,0091	0,0091
Methane	12,1858	29,5976	29,5976	29,5976	34,8863	34,8863
Carbon Monoxide	68,3574	37,9575	37,9575	10,1787	0,9451	0,9451
Carbon Dioxide	104,9413	104,9413	104,9413	148,588	148,588	148,588

Tabella 9: Dati della Sezione di metanazione reattori isotermi, caso III, gas proveniente dalla sezione di purificazione a caldo

Stream No.	20	8	12	16	17	23	22
Stream Name	Corrente Metanazione I in	Corrente Metanazione I out	Corrente WGS II in	Corrente WGS II out	Corrente Metanazione II in	Corrente Metanazione II out	Corrente Metanazione III out
Temp °C	200	300	300	300	300,0002	300	300
Pres bar	30	30	30	30	30	30	30
Enth kcal/h	-3,68E+05	-4,22E+05	-3,37E+05	-3,45E+05	-4,29E+05	-4,44E+05	-4,48E+05
Vapor mole frac.	1	1	1	1	1	1	1
Total kmol/h	10,373	7,9429	6,3544	6,3533	7,9419	7,3762	7,2834
Total kg/h	230,9101	230,9108	184,7287	184,7293	230,9115	230,9117	230,9118
Total std L m ³ /h	\	\	\	\	\	\	\
Total std V m ³ /h	232,5	178,03	142,42	142,4	178,01	165,33	163,25
Flowrates in kg/h							
Water	3,1208	25,0095	20,0076	4,684	9,6859	14,7814	13,0825
Hydrogen	7,352	0,0042	0,0034	1,7159	1,7167	0,0062	0,0093
Methane	15,076	34,5686	27,6549	27,6635	34,5773	39,115	39,8593
Carbon Monoxide	72,9324	38,8996	31,1197	7,2642	15,0442	7,1215	1,881
Carbon Dioxide	132,4289	132,4289	105,9431	143,4017	169,8875	169,8875	176,0798

Al fine di mantenere un rapporto H₂/CO ottimale la corrente in uscita dal primo reattore di metanazione è stata divisa: l'85% è stato inviato al reattore di WGS ed il restante direttamente al secondo reattore di metanazione.

Decisamente migliori sono i risultati ottenuti dalla simulazione con reattori isotermi, che permettono di ottenere, post condensazione dell'H₂O e cattura della CO₂, un vettore energetico contenente più del 95% in volume di CH₄.

Eliminazione H₂O e cattura CO₂

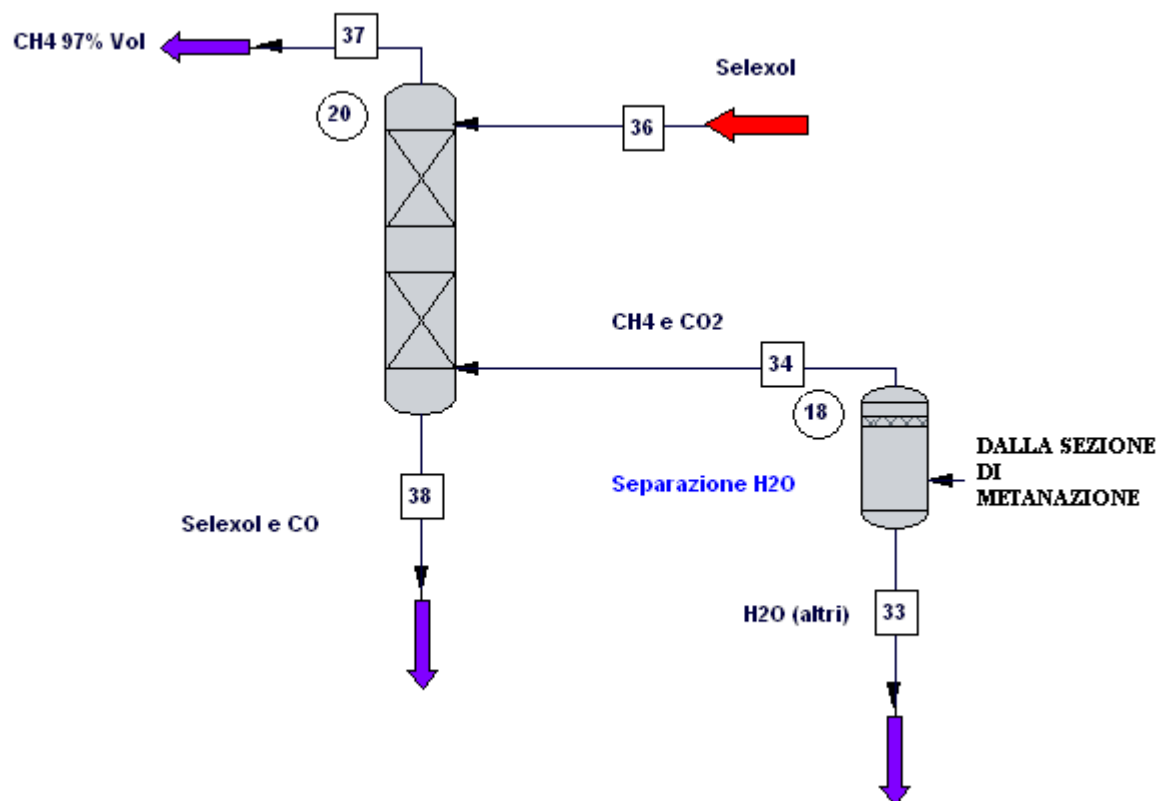
E' stata effettuata un'analisi sull'incidenza della CO₂ ed H₂O presenti nel gas entrante, sui prodotti e gli effetti di un eventuale step di condensazione del vapore e cattura della CO₂ prima dell'ingresso nel reattore di metanazione. (Appendice B)

Il gas in uscita dalla sezione di metanazione, conterrà un'alta percentuale di metano, di H₂O e CO₂.

L'acqua viene condensata e separata dal gas, nella simulazione ChemCAD a valle della sezione di metanazione, il gas attraversa un flash che lavora a pressione costante e T ambiente.

La CO₂ viene separata in una colonna d'assorbimento, simulata come una SCDS *column*, in cui sono stati settati il numero di stadi e la portata di solvente in testa. Come solvente è stato scelto il Selexol, già disponibile nella libreria del software.

Per una descrizione più dettagliata del processo si fa riferimento al processo già implementato, in cui viene presa in considerazione anche la rigenerazione del solvente e la separazione delle correnti di CH₄ e di CO₂.



Il gas così convertito e già compresso sarà immediatamente disponibile per l'invio alla rete di distribuzione o all'utilizzazione nell'autotrazione o come combustibile in caldaia per uso privato o per impianti CHP.

Conclusioni

E' stato calcolato il rendimento chimico come rapporto tra il potere calorifico del metano prodotto rispetto alla potenza installata dell'impianto di taglia pari ad 1 MWth.

Si riporta una tabella dei quantitativi in CH₄ prodotti nella simulazioni dei tre casi:

Tabella 10: Rendimento Chimico

	Caso I	Caso II	Caso III
Portata CH ₄ prodotta kg/h	50,47	33,31	39,7
Rendimento chimico	0,78	0,51	0,61

Osservando i diversi rendimenti chimici è visibile quanto il processo di gassificazione pesi sulle rese del metano prodotto e sui rendimenti, dimostrando le potenzialità della tecnologia UNIQUE.

Inoltre, la qualità del syngas prodotto influenza i costi d'investimento, in quanto la pulizia a caldo del gas evita l'installazione delle sezioni di scrubber e adsorbimento con un considerevole risparmio di costi di investimento e di esercizio. Resta inalterata la sezione di compressione e raffreddamento per il recupero termico e la produzione di una linea di vapore a media pressione.

BIBLIOGRAFIA

- [1] P. Sabatier and J.B. Senderens, C.R. Acad. Sci. Paris **134** (1902), p. 514
- [2] J.R. Rostrup-Nielsen and K. Aasberg-Petersen, Fuel Cell Handbook, vol. 3, Wiley, New York (2003) p. 159.
- [3] C. M. van der Meijden, H. J. Veringa, L.P.L.M. Rabou, Biomass and Bioenergy 34 (2010) p. 302-311
- [4] C.M. van der Meijden, H.J. Veringa, A. van der Drift e J.V. Vrugdenhil, Energy research centre of the Netherlands
http://www.milenatechnology.com/fileadmin/milenatechnology/user/documents/reports/Milena_Valencia_2008_Paper.pdf
- [5] Deliverable "Bench scale tests of gasification and hot gas cleaning and conditioning in one reactor vessel" UNIQUE Project G. A. No. 211517
http://www.uniqueproject.eu/deliver_pro.asp
- [6] Deliverable "Test campaign with the ICBFB reactor: effect of catalyst and sorbents on the syngas quality in the steam/O₂ gasification process" UNIQUE Project G. A. No. 211517 http://www.uniqueproject.eu/deliver_pro.asp
- [7] Jan Kopyscinski, Tilman J. Schildhauer, Serge M.A. Biollaz, Chemical Engineering Science (2011) **Volume:** 66, Issue: 5, Publisher: Elsevier, Pages: 924-934
- [8] T. Phuphuakrat, T. Namioka, K. Yoshikawa, Bioresource Technology (2011) Volume: 102, Issue: 2, Publisher: Elsevier Ltd, Pages: 543-549
- [9] A. Blasi, G. Fiorenza, E. Viola, G. Braccio, "Biomass Pilot plant for hydrogen production: design of a novel biodiesel scrubber"
http://www.prewin.eu/Gebze2007/Papers/Blasi_Biomass%20for%20H2%20Production-Novel%20Biodiesel%20Scrubber.pdf
- [10] R. Westerterp, W.P.M. van Swaaij and A.C.M. Beenackers, Chemical reactor design and operation p.366-367, 1984 ISBN 0 471 90183 0
- [11] G. Braccio, Accordo di Programma MSE-ENEA "RICERCA DISISTEMA ELETTRICO"; carboni attivi, adsorbimento H₂S, UPRSE-MR/2010,
<http://old.enea.it/eventi/eventi2010/RicercaSistemaElettrico261010/Braccio.pdf>
- [12] Monteleone, M. De Francesco, S. Galli, M. Marchetti, V. Naticchioni, Alimentazione di celle a carbonati fusi con Biogas: sperimentazione dei processi e progettazione di un sistema completo digestore/clean up; prove in cella con gas simulati, con componenti sia tradizionali che innovativi. Rapporto finale.
http://www.sede.enea.it/attivita_ricerca/energia/sistema_elettrico/Celle-combustibile-biomasse/5_ENEA-Clean-up.pdf
- [13] K. Yaccato, R. Carhart, A. Hagemeyer, A. Lesik, P. Strasser, A.F. Volpe Jr., H. Turner, H. Weinberg, R.K. Grasselli, C. Brooks, Applied Catalysis, General 296(2005) p.30-48
- [14] T. Tago, T. Hanaoka, P. Dhupatemiya, H. Hayashi, M. Kishida, K. Wakabayashi, Catal. Lett. 64 (2000) p. 27-31
- [15] S. Sun, N. Tsubaki, K. Fujimoto, Chem. Lett. (2) (2000) 176-177
- [16] J.C. Medina, S.J. Butala, C.H. Bartholomew, M.L. Lee, Geochim. Cosmochim. Acta 64 (4) (2000) 643-649
- [17] H. Topsoe, "From solid fuels to substitute natural gas using TREMP"
http://www.topsoe.com/business_areas/gasification_based/Processes/~media/PDF%20files/SNG/Topsoe_TREMP.ashx

[18] H.H.Gierlich, M.Fremery, A.Skov, Chem.Ing.Tech. 52(1980) 504

[19] Kopycinsky J., Schildhauer, T.J. Biollaz, S.M.A. 2010a "Production of synthetic natural gas from coal and dry biomass a technology review from 1950 to 2009", Fuel 89 (8), 1763.

[20] R. C. Streeter, "Recent developments in fluidized-bed methanation research.

Proceedings of the ninth Synthetic pipeline gas Symposium, Bituminous Coal Research, Inc., pp 153-165

[21] Y.Wang, J. Liu, Q. Li, J. Yu, F. Su " Performance comparison of syngas methanation on fluidized and fixed bed reactors" ;2010 ECI Conference on the 13th International Conference on Fluidization; 2011 Paper 102

Appendice A

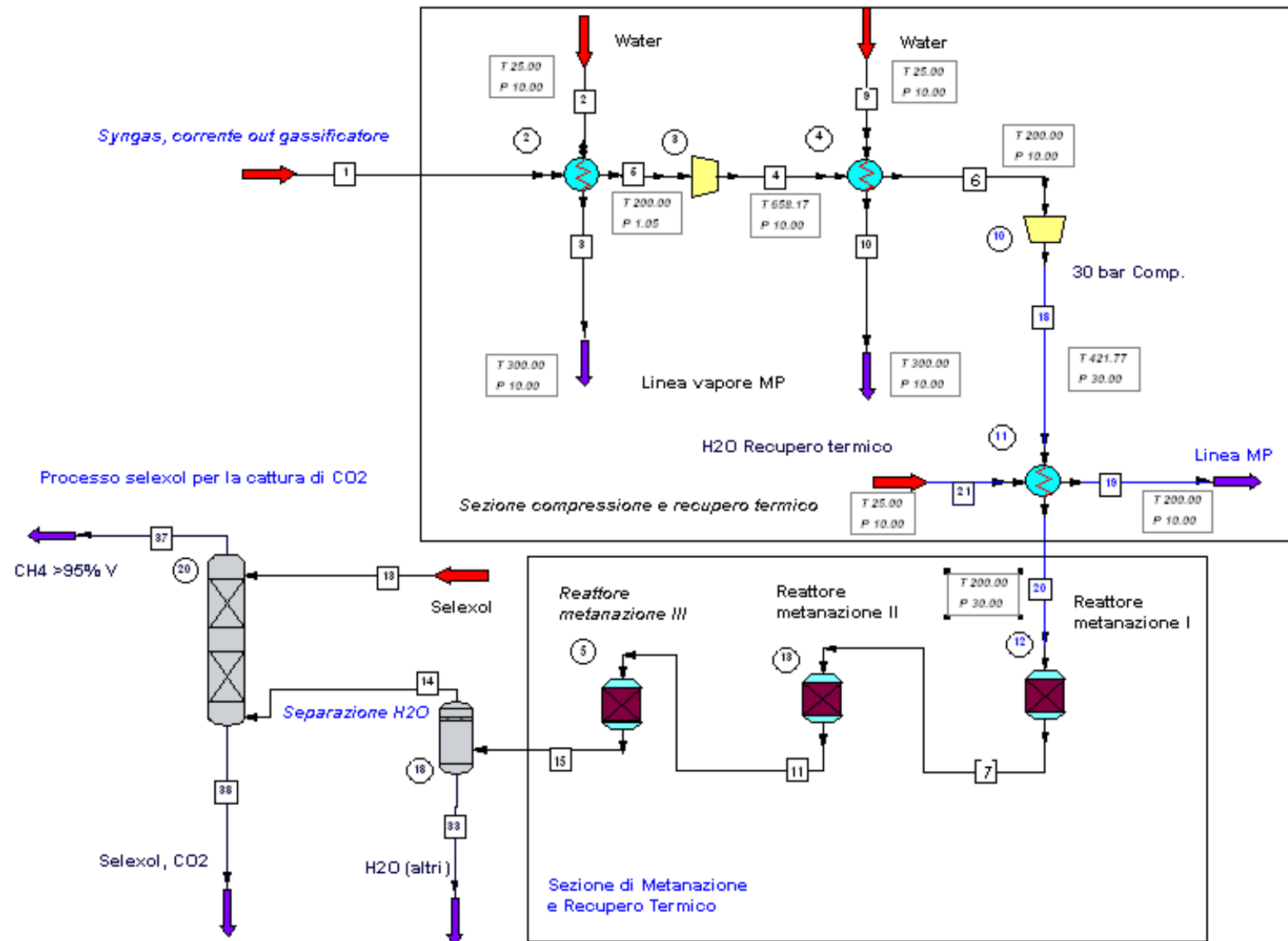


Figura A1: Schema di processo del caso I, purificazione a caldo, assenza sezione WGS, metanazione isoterma.

Schema metanazione isoterma composizione I

Recupero termico

Tabella A1: Recupero termico caso I

HeatExchangerSummary			
Equip. No.	2	4	11
Name			
1st Stream T Out °C	200	200	200
2nd Stream T Out °C	300	300	200
Calc Ht Duty kcal/h	78655,3359	54274	25523,8555
LMTD (End points) °C	327,4731	255,9081	197,6175
LMTD Corr Factor	1	1	1
Utility Option:	1	1	3
1st Stream Pout bar	1,05	10	10
2nd Stream Pout bar	10	10	30

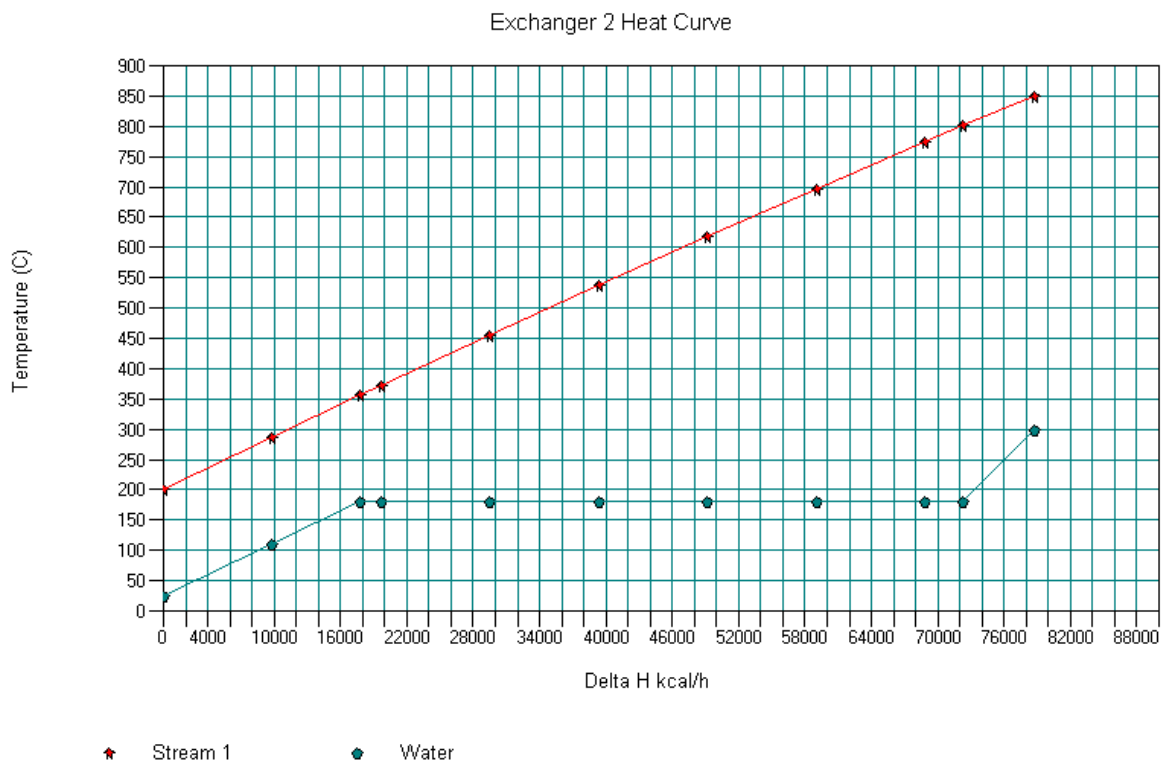


Figura A.2: Grafico scambio termico scambiatore n° 2

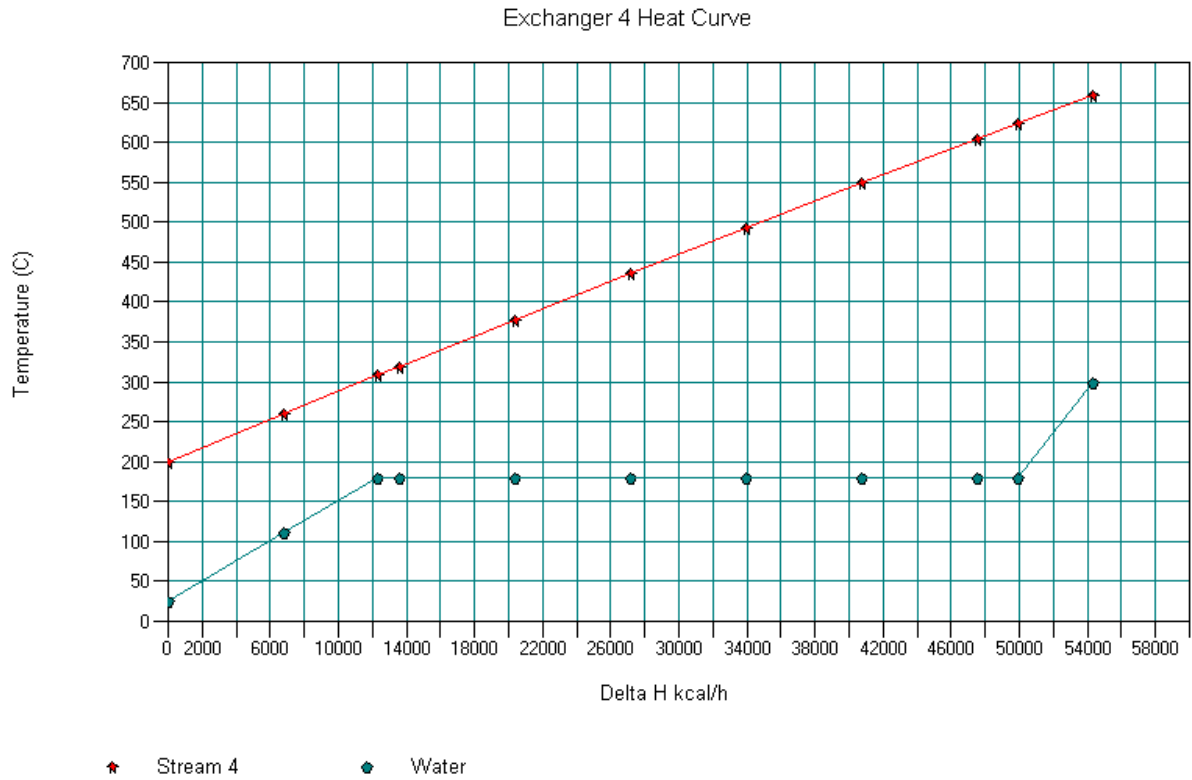


Figura A.3: Grafico scambio termico scambiatore n°4

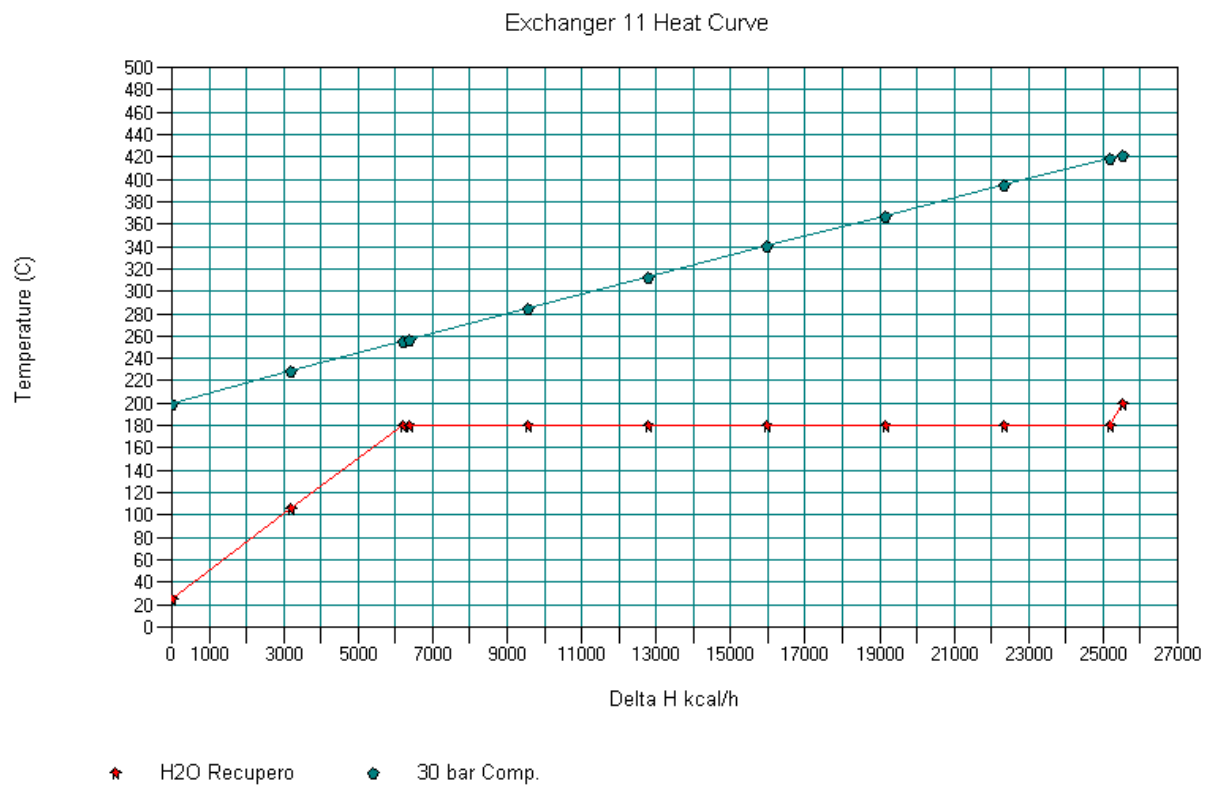


Figura A.4: Grafico scambio termico scambiatore n° 11

Sezione di compressione

Tabella A2: Sezione di compressione

CompressorSummary		
Equip. No.	3	10
Name		
Pressure out bar	10	30
Type of Compressor	1	2
Efficiency	0,75	0,75
Actualpower kcal/h	53018,2773	23447,8574
Cp/Cv	1,3337	1,3364
Theoreticalpower (kcal/h)	39763,707	16752,3027
Ideal Cp/Cv	1,3336	1,3336
CalcPout bar	10	30
Calc. mass flowrate (kg/h)	229	229

Sezione di metanazione

Tabella A3: report reattori di metanazione

Equilibrium ReactorSummary			
Equip. No.	12	13	5
Name	Reattore metanazione I	Reattore metanazione II	Reattore metanazione III
Thermal mode	2	2	2
Temperature °C	300	300	300
Heat duty kcal/h	-114850,83	-6482,8765	0,126
Reactionphase	1	1	1
Calc. Mode	1	1	1
No of Reactions	1	1	1
Calc IG Ht of Rxn (kcal/h)	-119642,6	-5945,1802	

Tabella A4: Composizioni correnti in ingresso ed uscita dalla sezione di metanazione

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	20	15
Stream Name	Corrente in sezione metanazione	Corrente out sezione metanazione
Temp °C	200	300
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-3,51E+05	-4,72E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	14,0362	8,8745
Total kg/h	229,863	229,8644
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	314,6	198,91
Flowrates in kg/h		
Water	0	49,2129
Hydrogen	15,9853	0,0735
Methane	9,2247	50,6299
Carbon Monoxide	68,0643	0
Carbon Dioxide	136,431	129,7905
Naphthalene	0,1577	0,1577

Condensazione H₂O e cattura CO₂

Tabella A5: Report operazioni unitaria per la condensazione dell'acqua

Flash Summary	
Equip. No.	18
Name	
Flash Mode	2
Param 1	20
Param 2	30
Heat duty kcal/h	-52423,457
K values:	
Water	7,84E-04
Hydrogen	2442,434
Methane	1246,754
Carbon Monoxide	1964,528
Carbon Dioxide	1,912
Hydrogen Sulphide	0,614
Ammonia	0,285
Naphthalene	8,30E-06
1-1-Bicyclohexy	3,20E-06
Selexol (TM)	1,66E-07

Tabella A6: Assorbimento dell'anidride carbonica

ScdsRigorousDistillation Summary	
Equip. No.	20
Name	
No. of stages	20
1st feed stage	1
2nd feed stage	20
Est. dist. Rate (kmol/h)	3,9729
Est. T top °C	11,3278
Est. T bottom °C	16,3277
Top pressure bar	30
Initialflag	6
CalcReflux mole (kmol/h)	10,01
Calc Reflux mass kg/h	2663,46
Optimization flag	1
Calc.tolerance	1,28E-06

Tabella A7: Composizioni finali a valle dell'eliminazione dell'acqua e la cattura della CO₂

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	15	37
Stream Name	Condensazione H ₂ O	Assorbimento CO ₂ e CH ₄ >95% V
TempC	300	9,992
Presbar	30	30
Enthkcal/h	-4,72E+05	-57978
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	8,8745	3,1836
Total kg/h	229,8644	50,5759
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	198,91	71,36
Flowrates in kg/h		
Water	49,2129	0
Hydrogen	0,0735	0,0734
Methane	50,6299	50,4756
Carbon Monoxide	0	0,0267
Carbon Dioxide	129,7905	0
Naphthalene	0,1577	0
Selexol (TM)	0	0,0001

Schema metanazione isoterma composizione II

Recupero termico

Tabella A.8: Recupero termico caso II

HeatExchangerSummary		
Equip. No.	2	11
Name	Post gassificazione	Pre metanazione
1st Stream T Out °C	150	200
2nd Stream T Out °C	300	200
CalHt Duty kcal/h	74971,5859	26150,373
LMTD (End points)C	286,8512	305,6555
LMTD CorrFactor	1	1
Utility Option:	1	3
1st StreamPout bar	1,05	10
2nd StreamPout bar	10	30

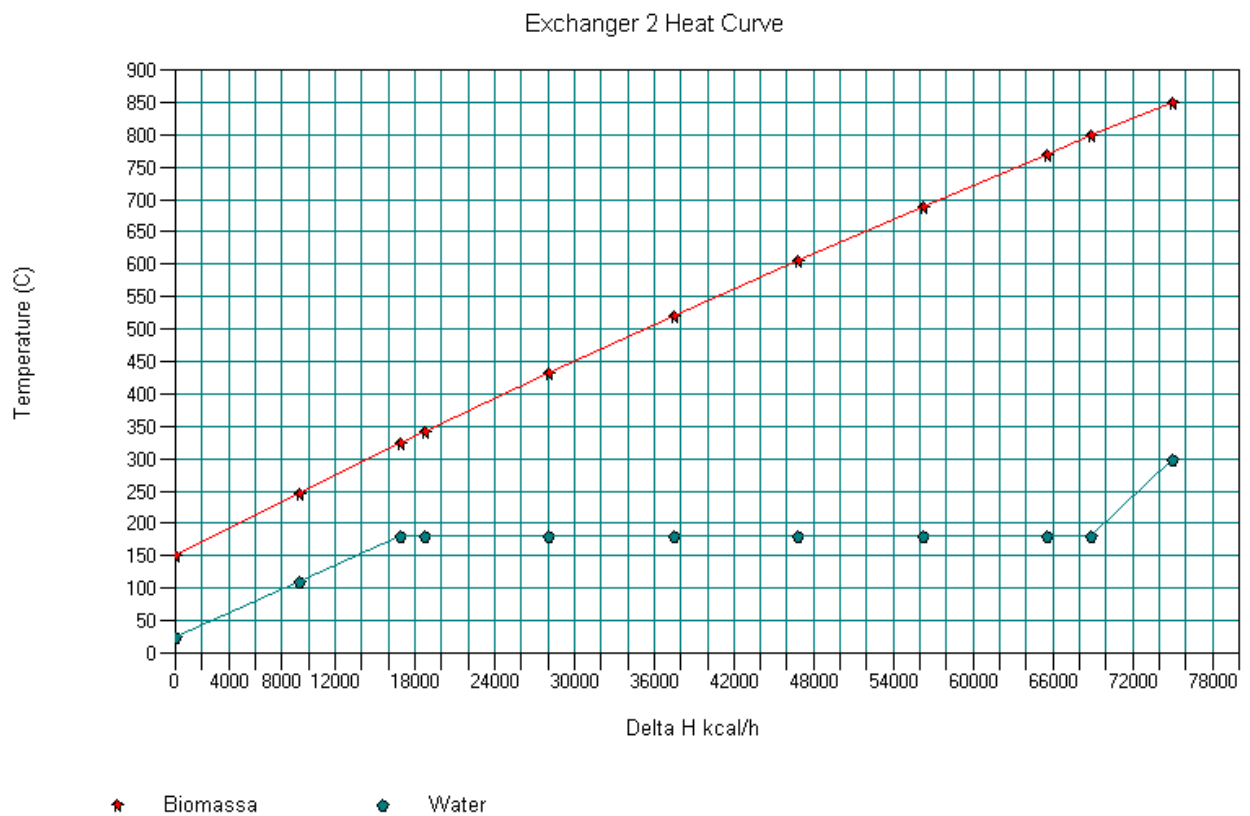


Figura A.6: Recupero termico scambiatore di calore n°2

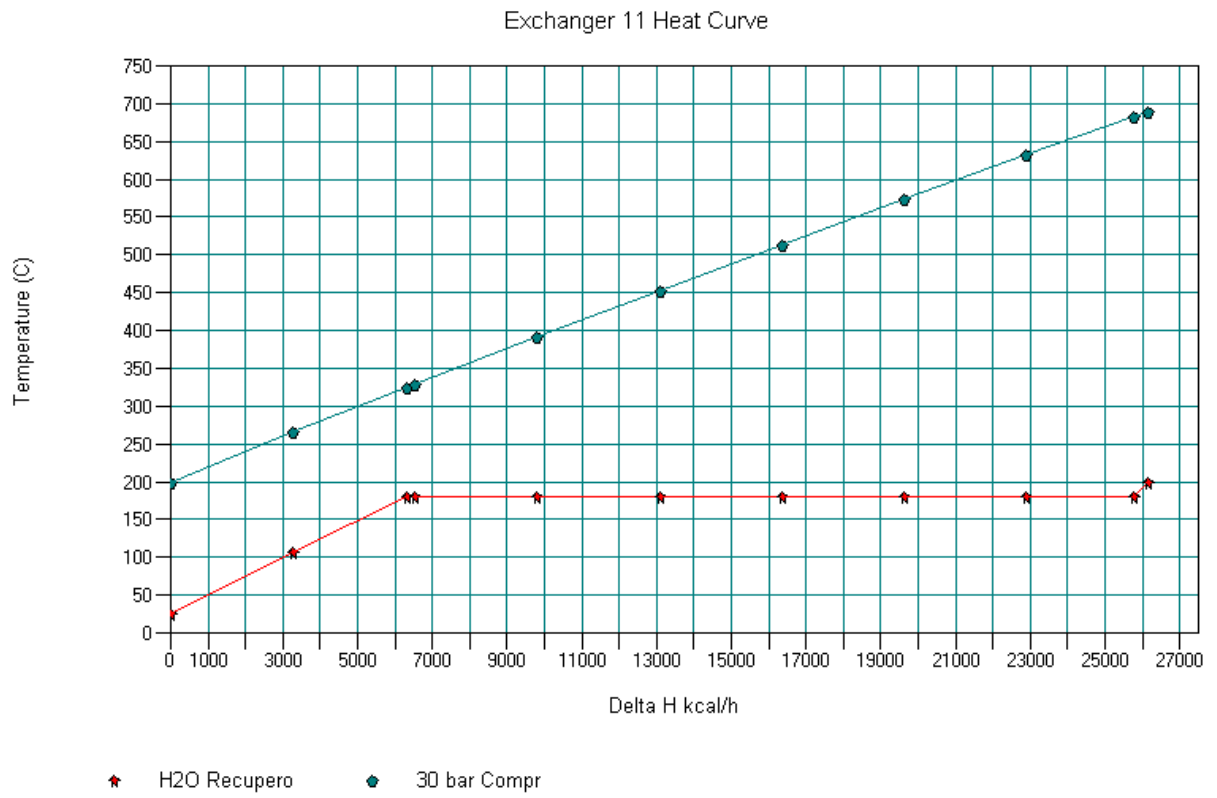


Figura A.7: Recupero termico scambiatore di calore n°11

Pulizia del syngas

Tabella A.9: Sezione pulizia a freddo: tar e NH₃ scrubbing

ScdsRigorousDistillationSummary		
Equip. No.	4	3
Name		
No. of stages	10	10
1st feed stage	1	1
2nd feed stage	10	10
Est. dist. Rate	10,1722	9,2245
(kmol/h)		
Est. T top °C	38,7429	20,1261
Est. T bottom °C	101,2429	22,7297
Initialflag	6	6
CalcReflux mole	10,0587	200,9971
(kmol/h)		
Calc Reflux mass kg/h	1665,6393	3648,3699
Columntype	0	1
Columndiameter m	2	0,5
Thickness (top) mm		1,587
Thickness (bot) mm		1,587
No of sections	0	1
Packingheight (1) m	3	
Packingsize mm	25	
Pack. Surface m ² /m ³	223	
Crimpheight mm	12,4	
Channel base mm	25,9	
Channel side mm	18	
Pack voidfraction	0,95	
Channel flow angle	45	
No of passes (S1)	6	0
Frac. hole area	0,11	
Holepitch mm	12,7	
Vapor recondensing	1	0
Optimizationflag	1	1
Calc.tolerance	1,88E-06	0,0002

Tabella A.10: Adsorbimento H₂S e letto di guardia a carboni attivi

Component Separator Summary		
Equip. No.		7
Name	Adsorbimento H ₂ S e Letto di guardia carboni attivi	
Top TempSpec	°C	50
Bottom TempSpec	°C	50
Split Basis		1
Split Destination		1
Heat duty	kcal/h	14737,7344
Component H ₂ S	kg/h	0,0008964
Component NH ₃	kg/h	8,46E-06
Component C ₁₀ H ₈	kg/h	4,80E-21
Component Biodiesel	kg/h	7,8E-19
Component HCl	kg/h	0,01309
Component H ₂ SO ₄	kg/h	8,098E-09

Tabella A.11: Reattore di WGS I

Equilibrium ReactorSummary		
Equip. No.		1
Name		
Thermal mode		2
Temperature	°C	339,431
Heat duty	kcal/h	-2621,9958
Reactionphase		1
Calc. Mode		1
No of Reactions		1
Calc IG Ht of Rxn	(kcal/h)	-1371,0718

Sezione metanazione

Tabella A.12: Report reattori della sezione di metanazione

Equip. No.	12	14	13	19
Name	Reattore metanazione I	Reattore WGS II	Reattore metanazione II	Reattore metanazione III
Thermal mode	2	2	2	2
Temperature °C	300	300	300	300
Heat duty kcal/h	-52271,82	-7651,7285	-14783,517	-2458,5886
Reactionphase	1	1	1	1
Calc. mode	1	1	1	1
No of Reactions	1	1	1	2
Calc IG Ht of Rxn (kcal/h)	-54353,512	-8407,6689	-14019,874	-2466,0383

Tabella A.13: Composizioni delle correnti d'ingresso e d'uscita dalla sezione di metanazione

Stream No.	20	22
StreamName	Composizione corrente in, sezione metanazione	Composizione corrente out, sezione metanazione
Temp °C	200	300
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-83324	-1,60E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	6,5921	3,7544
Total kg/h	91,6133	91,6151
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	147,75	84,15
Flowrates in kg/h		
Water	0,1441	8,5021
Hydrogen	6,6786	0,0232
Methane	12,1456	34,9081
Carbon Monoxide	66,5063	0,0182
Carbon Dioxide	6,1387	48,1635

Eliminazione H₂O e cattura CO₂

Tabella A.14: Report operazione unitaria per la condensazione dell'acqua

Flash Summary	
Equip. No.	18
Name	
Flash Mode	2
Param 1	20
Param 2	30
Heat duty kcal/h	-15297,618
K values:	
Water	7,84E-04
Hydrogen	2442,434
Methane	1246,754
Carbon Monoxide	1964,528
Carbon Dioxide	1,912
HydrogenSulfid	0,614
Ammonia	0,285
Naphthalene	8,30E-06
1-1-Bicyclohexy	3,20E-06
Selexol (TM)	1,66E-07
biomass1	1,00E+15
Oxygen	1383,463
Nitrogen	2801,701
Cl-	1,00E-20
HydrogenChlori	1,401
Sulfur	1,17E-10
H ₂ SO ₄	1,45E-09

Tabella A.15: Assorbimento dell'anidride carbonica

ScdsRigorousDistillationSummary	
Equip. No.	20
Name	
No. of stages	
1st feed stage	20
2nd feed stage	1
Est. dist. rate	20
(kmol/h)	2,1189
Est. T top °C	
Est. T bottom °C	10,0909
Top pressure bar	15,0909
Initialflag	30
CalcReflux mole	6
(kmol/h)	100,1006
Calc Reflux mass kg/h	
Optimizationflag	26634,6094
Calc.tolerance	5,07E-05

Tabella A.16: Composizioni finali a valle dell'eliminazione dell'acqua e la cattura della CO₂

FLOW SUMMARIES:			
Stream No.	22	34	37
StreamName	Metanazione	CH ₄ e CO ₂	CH ₄ >95% V
Temp °C	300	20	9,992
Pres bar	30	30	30
Enth kcal/h	-1,60E+05	-1,35E+05	-38258
Vapor mole frac.	1	1	1
Total kmol/h	3,7544	3,1919	2,0882
Total kg/h	91,6151	79,0817	33,3505
Total std L m ³ /h	\	\	\
Total std V m ³ /h	84,15	71,54	46,8
Flowrates in kg/h			
Water	8,5021	0,0376	0
Hydrogen	0,0232	0,0232	0,0227
Methane	34,9081	34,9032	33,3101
Carbon Monoxide	0,0182	0,0182	0,0177
Carbon Dioxide	48,1635	44,0995	0

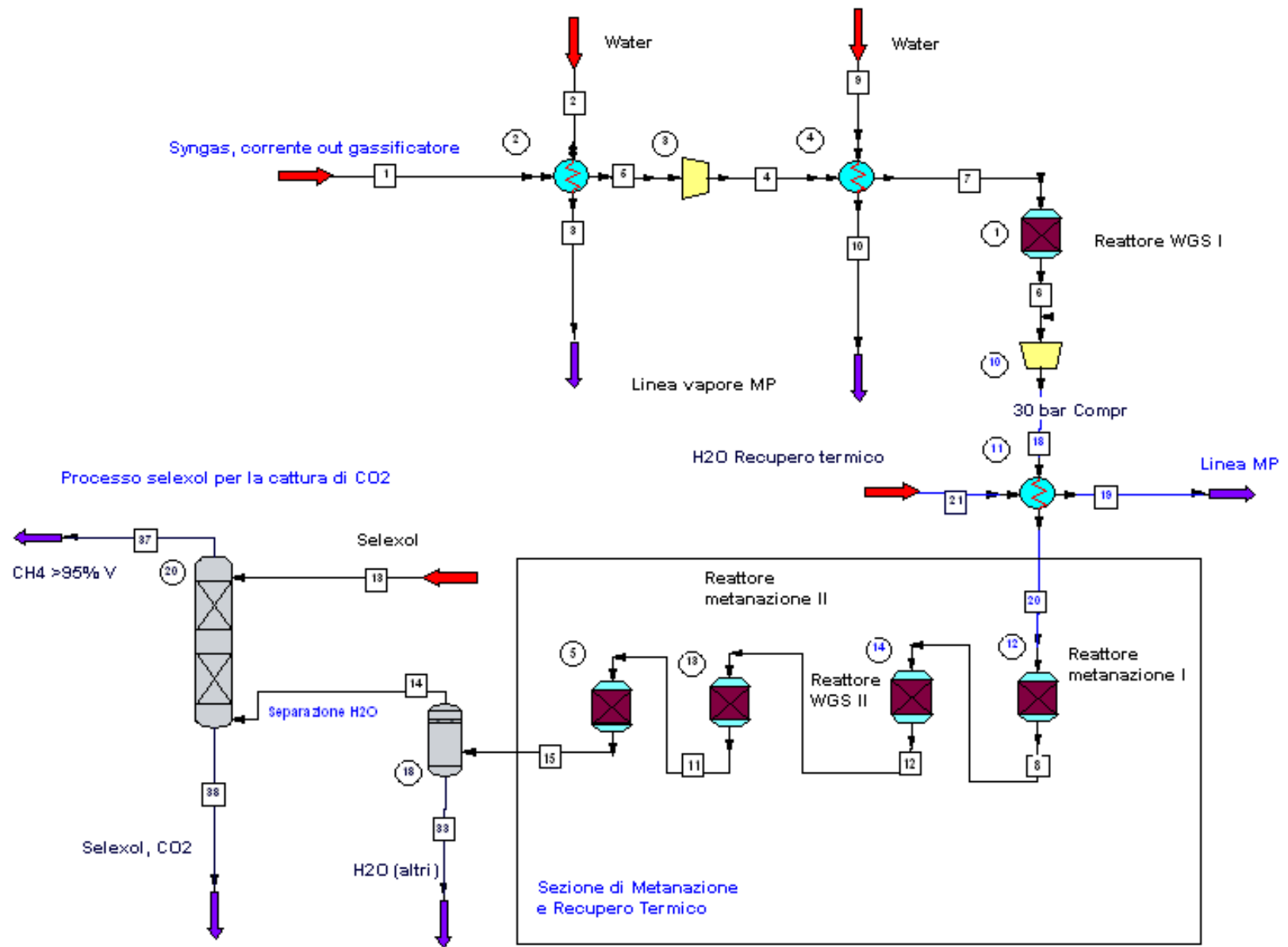


Figura A.8: Schema di processo, caso III, pulizia a caldo, metanazione isoterma

Schema metanazione isoterma composizione III

Recupero termico

Tabella A.17: Recupero termico caso II

HeatExchangerSummary			
Equip. No.	2	4	11
Name			
1st Stream T Out °C	200	200	200
2nd Stream T Out °C	300	300	200
CalcHt Duty kcal/h	69816,0547	42576,8398	24383,459
LMTD (End points) °C	327,4731	236,8409	206,5937
LMTD CorrFactor	1	1	1
Utility Option:	1	1	3
1st StreamPout bar	1,05	10	10
2nd StreamPout bar	10	10	30

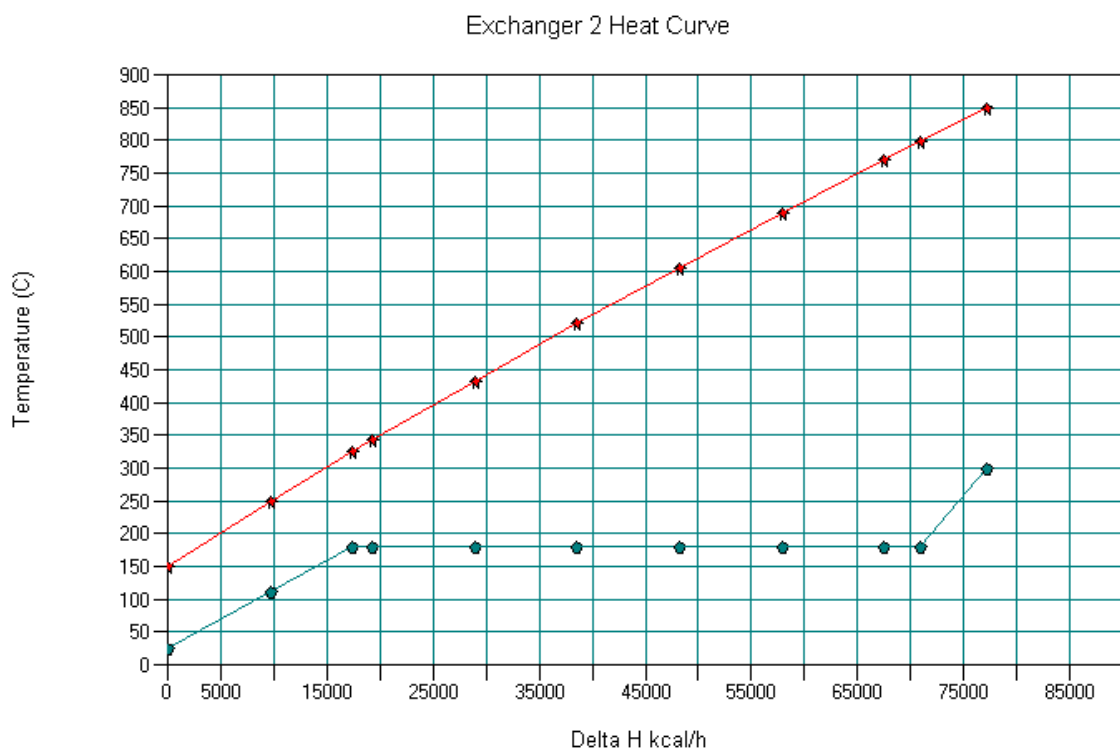


Figura A.9: Recupero termico scambiatore di calore n° 2

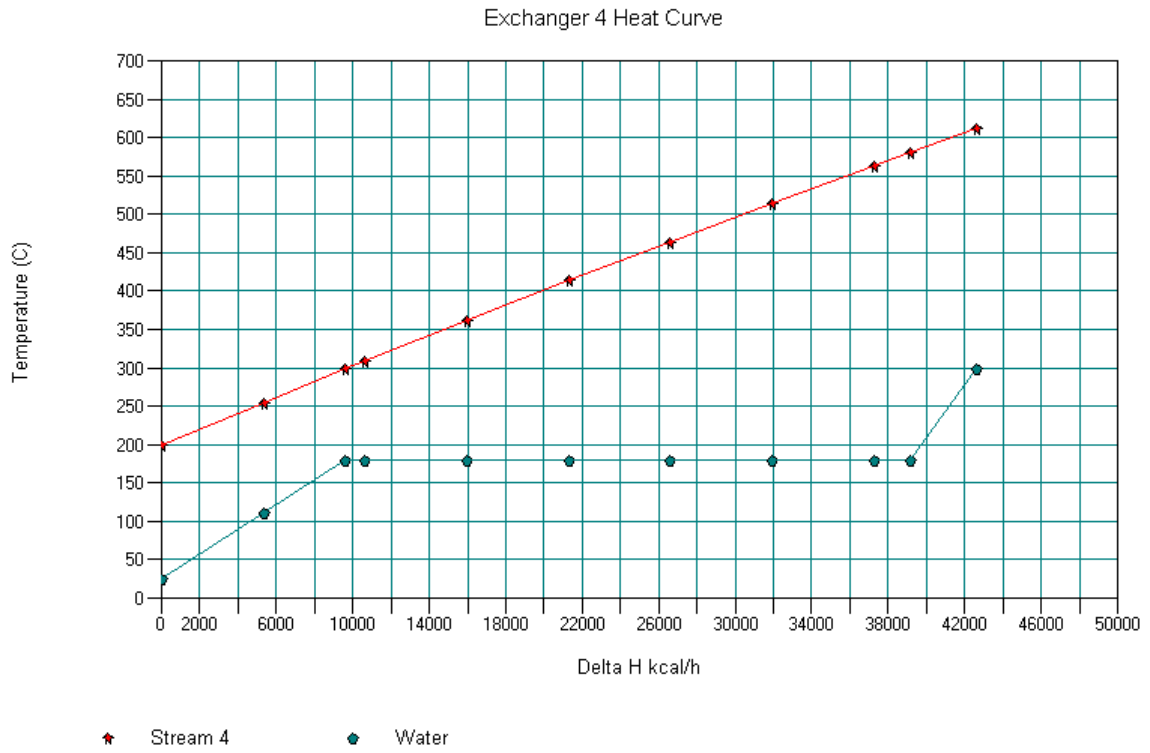


Figura A.10: Recupero termico scambiatore di calore n°4

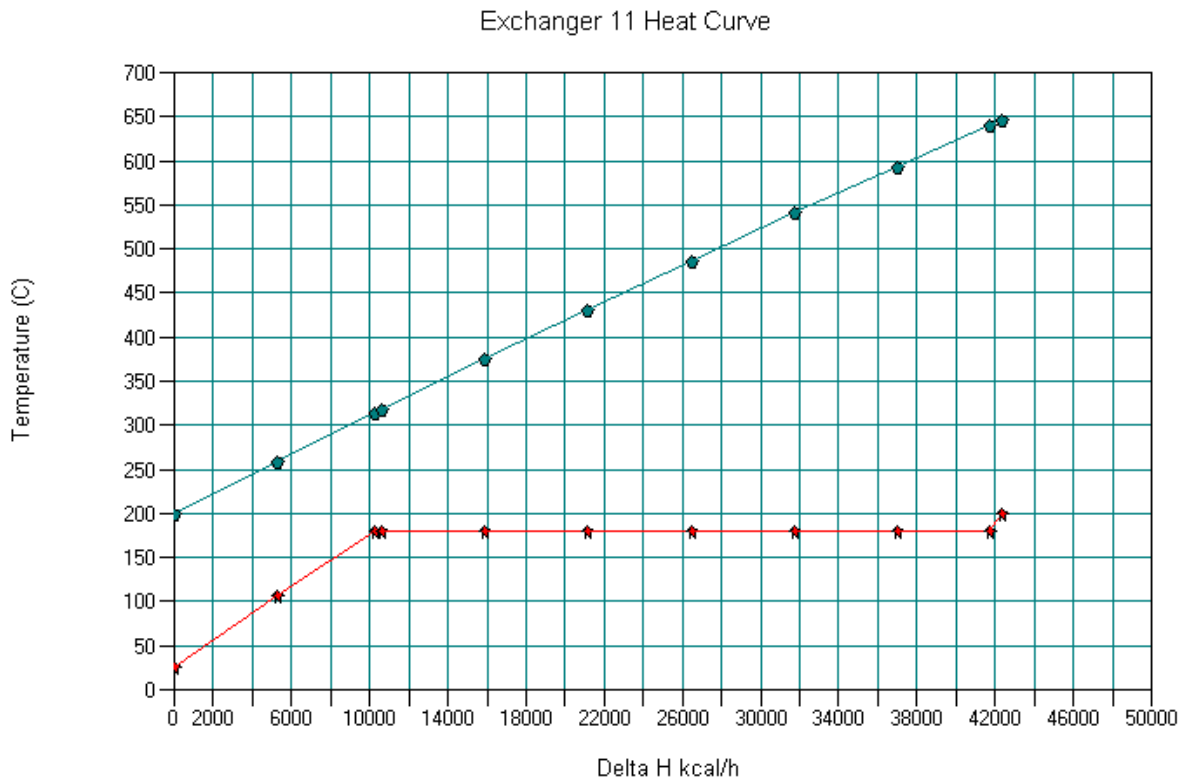


Figura A.11: Recupero termico scambiatore di calore n° 11

Sezione di compressione

Tabella A.18: Compressione syngas

CompressorSummary		
Equip. No.	3	10
Name		
Pressure out bar	10	30
Type of Compressor	1	2
Efficiency	0,75	0,75
Actualpower kcal/h	41021,043	19304,1426
Cp/Cv	1,3022	1,2989
Theoretical power (kcal/h)	30765,7813	13852,0342
Ideal Cp/Cv	1,3018	1,2948
CalcPout bar	10	30
Calc. mass flowrate (kg/h)	263	263

Sezione pretrattamento e metanazione

Tabella A.19: Composizioni in ingresso ed uscita reattore WGS I

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	7	6
StreamName	Corrente in WGS I	Corrente out WGS II
TempC	200	227,2611
Presbar	10	10
Enthkcal/h	-4,28E+05	-4,28E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	11,1213	11,1213
Total kg/h	262,7686	262,7688
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	249,27	249,27
Flowrates in kg/h		
Water	5,6567	0,8255
Hydrogen	7,2569	7,7975
Methane	15,0804	15,0804
Carbon Monoxide	74,2545	66,7428
Carbon Dioxide	158,436	170,2385
Naphthalene	2,0841	2,0841

Tabella A.20: Report reattori sezione di metanazione

Equip. No.	12	14	13	5
Equilibrium ReactorSummary				
Name	Reattore metanazione I	Reattore WGS II	Reattore Metanazione II	Reattore Meta nazione III
Thermal mode	2	2	2	2
Temperature °C	200	200		224,5235
Heat duty kcal/h	-62116,016	-9093,8623	-0,0315	-15021,461
Reactionphase	1	1	0	1
Calc. Mode	1	1	0	1
No of Reactions	1	1	1	1
Calc IG Ht of Rxn (kcal/h)	-59855,359	-9753,0205		-16271,708

Tabella A.21: Composizioni corrente in ingresso ed uscita dalla sezione di metanazione

Stream No.	20	22
Stream Name	Composizione Metanazione in	Composizione Metanazione out
Temp °C	200	224,5235
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-3,68E+05	-4,54E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	10,373	7,2806
Total kg/h	230,9101	230,9118
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	232,5	163,19
Flowrates in kg/h		
Water	3,1208	13,1073
Hydrogen	7,352	0,0009
Methane	15,076	39,8814
Carbon Monoxide	72,9324	1,8424
Carbon Dioxide	132,4289	176,0798

Eliminazione H₂O e cattura CO₂

Tabella A.22: Report operazione unitaria per la condensazione dell'acqua

Flash Summary	
Equip. No.	18
Name	
Flash Mode	2
Param 1	20
Param 2	30
Heat duty kcal/h	-22148,772
K values:	
Water	7,84E-04
Hydrogen	2442,434
Methane	1246,754
Carbon Monoxide	1964,528
Carbon Dioxide	1,912
HydrogenSulfid	0,614
Ammonia	0,285
Naphthalene	8,30E-06
1-1-Bicyclohexy	3,20E-06
Selexol (TM)	1,66E-07
biomass1	1,00E+15
Oxygen	1383,463
Nitrogen	2801,701
Cl-	1,00E-20
HydrogenChlori	1,401
Sulfur	1,17E-10
H ₂ SO ₄	1,45E-09

Tabella A.23: Assorbimento dell'anidride carbonica

ScdsRigorousDistillationSummary	
Equip. No.	
Name	20
No. of stages	
1st feed stage	20
2nd feed stage	1
Est. dist. rate	20
(kmol/h)	3,7812
Est. T topC	
Est. T bottomC	12,1366
Top pressurebar	17,1365
Initialflag	30
CalcReflux mole	6
(kmol/h)	10,01
Calc Reflux mass kg/h	
Optimizationflag	2663,4622
Calc.tolerance	1,29E-06

Tabella A.24: Composizioni finali a valle dell'eliminazione dell'acqua e la cattura della CO₂

FLOW SUMMARIES:			
Stream No.	15	14	37
StreamName	Metanazione	CH ₄ e CO ₂	CH ₄ >97% Vol
Temp °C	224,5235	20	9,9921
Pres bar	30	30	30
Enth kcal/h	-4,54E+05	-3,95E+05	-47433
Vapor mole frac.	1	1	1
Total kmol/h	7,2806	6,2328	2,5456
Total kg/h	230,9118	203,6309	41,6177
Total std L m ³ /h	\	\	\
Total std V m ³ /h	163,19	139,7	57,06
Flowrates in kg/h			
Water	13,1073	0,0608	0
Hydrogen	0,0009	0,0009	0,0009
Methane	39,8814	39,876	39,7773
Carbon Monoxide	1,8424	1,8423	1,8394
Carbon Dioxide	176,0798	161,8509	0

Appendice B

In questa appendice vengono riportati i risultati delle simulazioni della sezione di metanazione, nella quale l' H_2O e la CO_2 vengono eliminate a monte, nel primo caso, e a valle nel secondo. I reattori di metanazione sono stati simulati tramite il reattore di metanazione disponibile nella libreria ChemCAD.

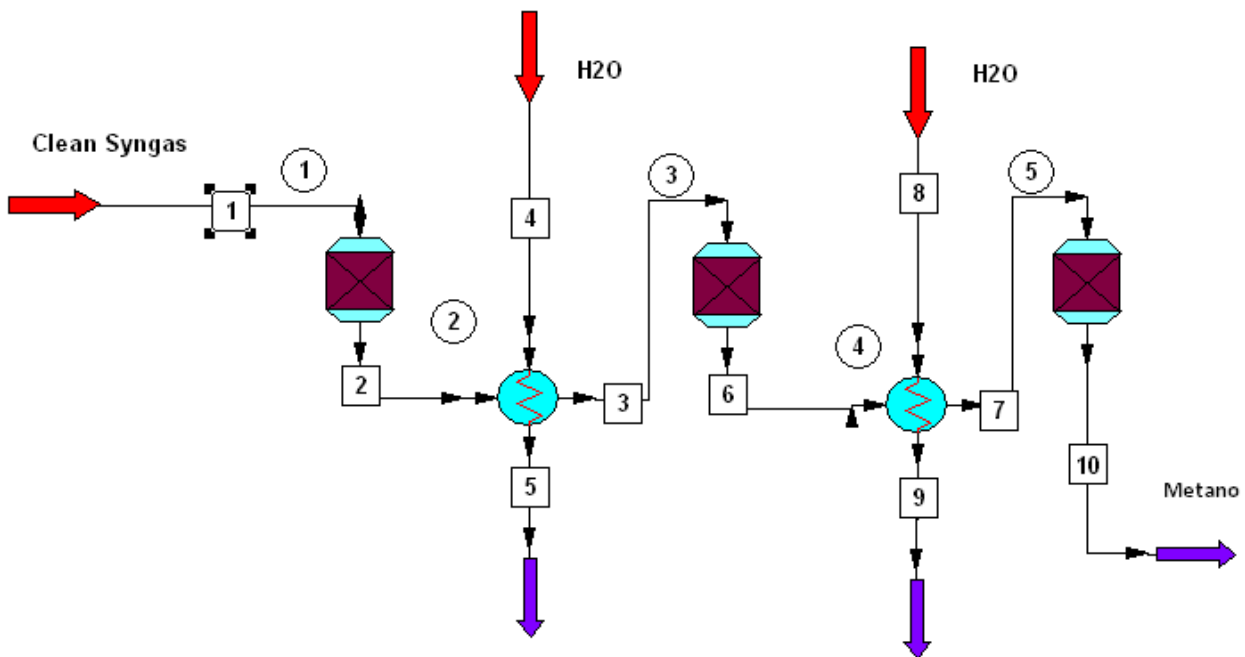


Figura B1: Sezione di metanazione caso II, reattori a letto fisso con raffreddamento intermedio

Si riportano le tabelle dei risultati della sezione di metanazione con reattori adiabatici, con scambio termico a valle di ogni reattore, in presenza ed assenza di H_2O e CO_2 , per il test II.

Caso adiabatico

*Tabella B.1: Sezione di metanazione adiabatica, caso II
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a valle*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	10
Stream Name	Syngas in sezione di metanazione	Corrente out sezione di metanazione
Temp C	200	272,4688
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-4,68E+05	-5,45E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	11,206	8,3631
Total kg/h	267,4895	267,4918
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	251,17	187,45
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	70,5852	0,0202
Carbon Dioxide	157,1157	205,4321
Methane	12,1927	34,9971
Hydrogen	6,4102	0,0272
Water	21,1856	27,0152

*Tabella B.2: Sezione di metanazione adiabatica, caso II
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a monte*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	10
Stream Name	Clean Syngas in sezione di metanazione	Corrente out sezione di metanazione
Temp °C	200	579,96
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-71879	-1,31E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	6,46	3,84
Total kg/h	89,1881	89,1902
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	144,79	86,07
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	70,5852	6,5706
Carbon Dioxide	0	42,929
Methane	12,1927	33,2089
Hydrogen	6,4102	0,4545
Water	0	6,0272

*Tabella B.3: Sezione di metanazione adiabatica, caso III
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a valle*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	10
StreamName	CleanSyngas corrente metanazione in	Corrente metanazione out
Temp °C	200	355,8022
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-3,64E+05	-4,41E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	10,373	7,2697
Total kg/h	230,9101	230,9119
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	232,5	162,94
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	72,9324	0,2947
Carbon Dioxide	132,4289	178,2713
Methane	15,076	39,969
Hydrogen	7,352	0,0683
Water	3,1208	12,3086

*Tabella B.4: Sezione di metanazione adiabatica, caso III
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a monte*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	10
StreamName	CleanSyngas corrente metanazione in	Corrente metanazione out
Temp °C	200	562,229
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-76332	-1,42E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	7,1907	4,278
Total kg/h	95,3604	95,3625
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	161,17	95,89
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	72,9324	4,7101
Carbon Dioxide	0	43,098
Methane	15,076	38,4405
Hydrogen	7,352	0,5188
Water	0	8,595

Caso isoterma

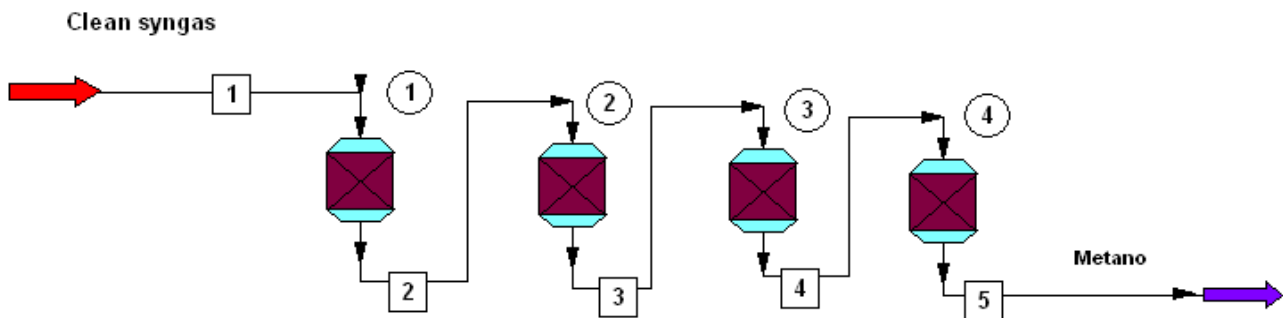


Figura B.2: Sezione di metanazione caso II, reattori a letto fluidizzato

Tabella B.5: Sezione di metanazione isoterma, caso II con sezione di condensazione H_2O e cattura CO_2 a valle

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	5
Stream Name	Syngas in sezione di metanazione	Corrente out sezione metanazione
Temp °C	200	300
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-4,68E+05	-5,42E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	11,206	8,3677
Total kg/h	267,4895	267,4886
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	251,17	187,55
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	70,5852	0,0488
Carbon Dioxide	157,1157	205,4855
Hydrogen	6,4102	0,0438
Methane	12,1927	34,9594
Water	21,1856	26,9511

*Tabella B.6: Sezione di metanazione isoterma, caso II
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a monte*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	5
Stream Name	Clean syngas in sezione di metanazione	Corrente uscita sezione di metanazione
Temp °C	200	300
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-71879	-1,51E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	6,46	3,6152
Total kg/h	89,1881	89,1908
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	144,79	81,03
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	70,5852	0,0232
Carbon Dioxide	0	48,2699
Hydrogen	6,4102	0,0193
Methane	12,1927	35,0122
Water	0	5,8661

*Tabella B.7: Sezione di metanazione isoterma, caso III
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a valle*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	5
StreamName	Clean syngas corrente metanazione in	Corrente metanazione out
Temp °C	200	300
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-3,64E+05	-4,46E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	10,373	7,256
Total kg/h	230,9101	230,913
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	232,5	162,63
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	72,9324	0,0624
Carbon Dioxide	132,4289	178,3355
Hydrogen	7,352	0,0297
Methane	15,076	40,079
Water	3,1208	12,4065

*Tabella B.8: Sezione di metanazione isoterma, caso III
con sezione di condensazione H₂O e cattura CO₂ a monte*

FLOW SUMMARIES:		
Stream No.	1	5
StreamName	Cleansyngas corrente metanazione in	Corrente metanazione out
Temp °C	200	300
Pres bar	30	30
Enth kcal/h	-76332	-1,62E+05
Vapor mole frac.	1	1
Total kmol/h	7,1907	4,0722
Total kg/h	95,3604	95,3601
Total std L m ³ /h	\	\
Total std V m ³ /h	161,17	91,27
Flowrates in kg/h		
Carbon Monoxide	72,9324	0,0195
Carbon Dioxide	0	45,9394
Hydrogen	7,352	0,027
Methane	15,076	40,0907
Water	0	9,2835

È possibile concludere che la soluzione più conveniente e con minori costi d'investimento consista nell'inserire un'unica sezione di condensazione dell'acqua e cattura dell'anidride carbonica a valle della sezione di metanazione.