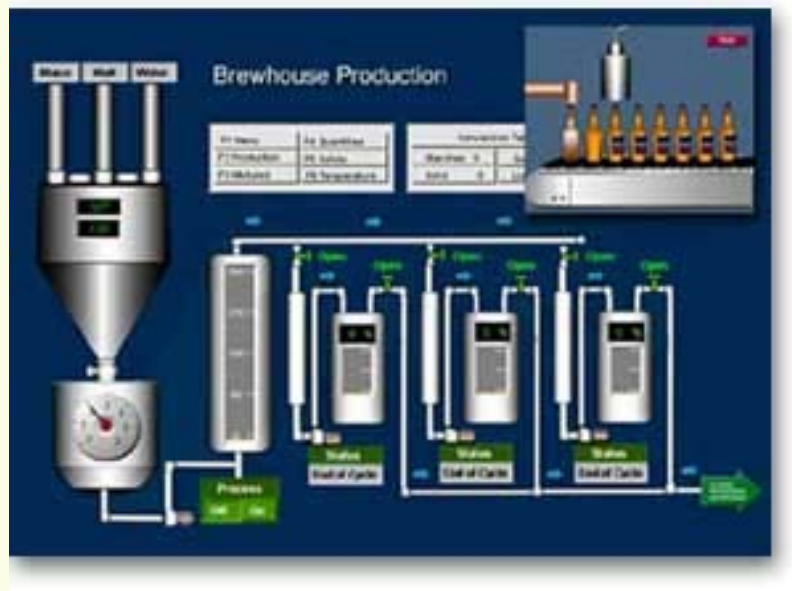
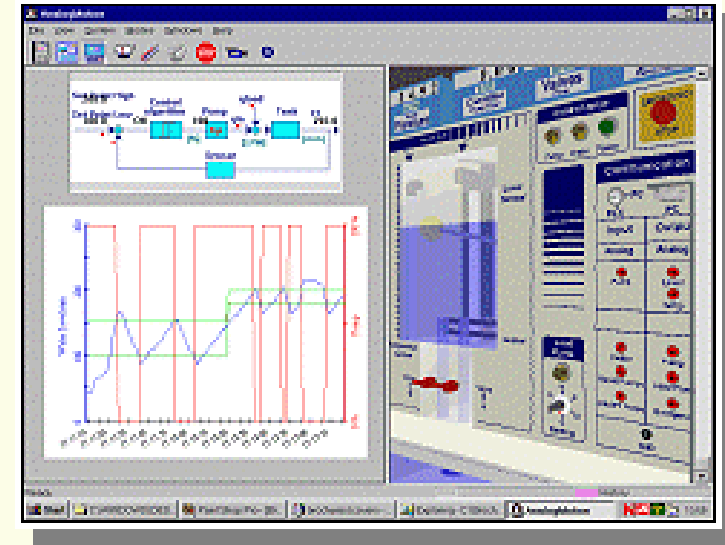
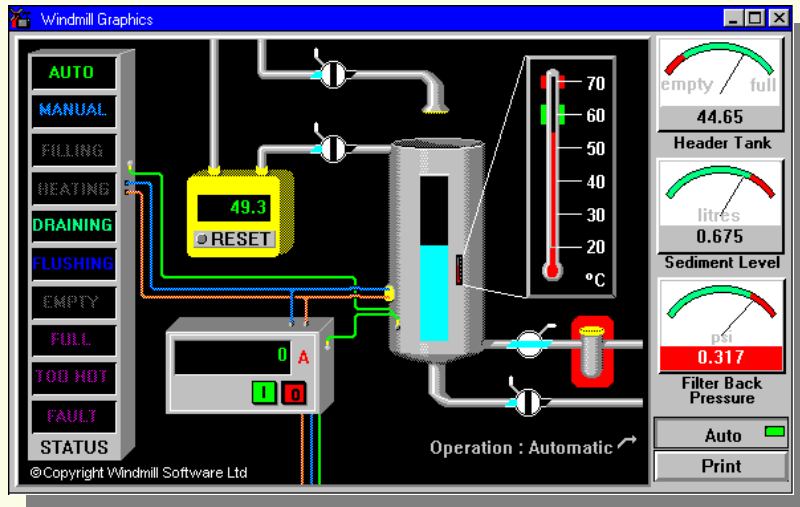


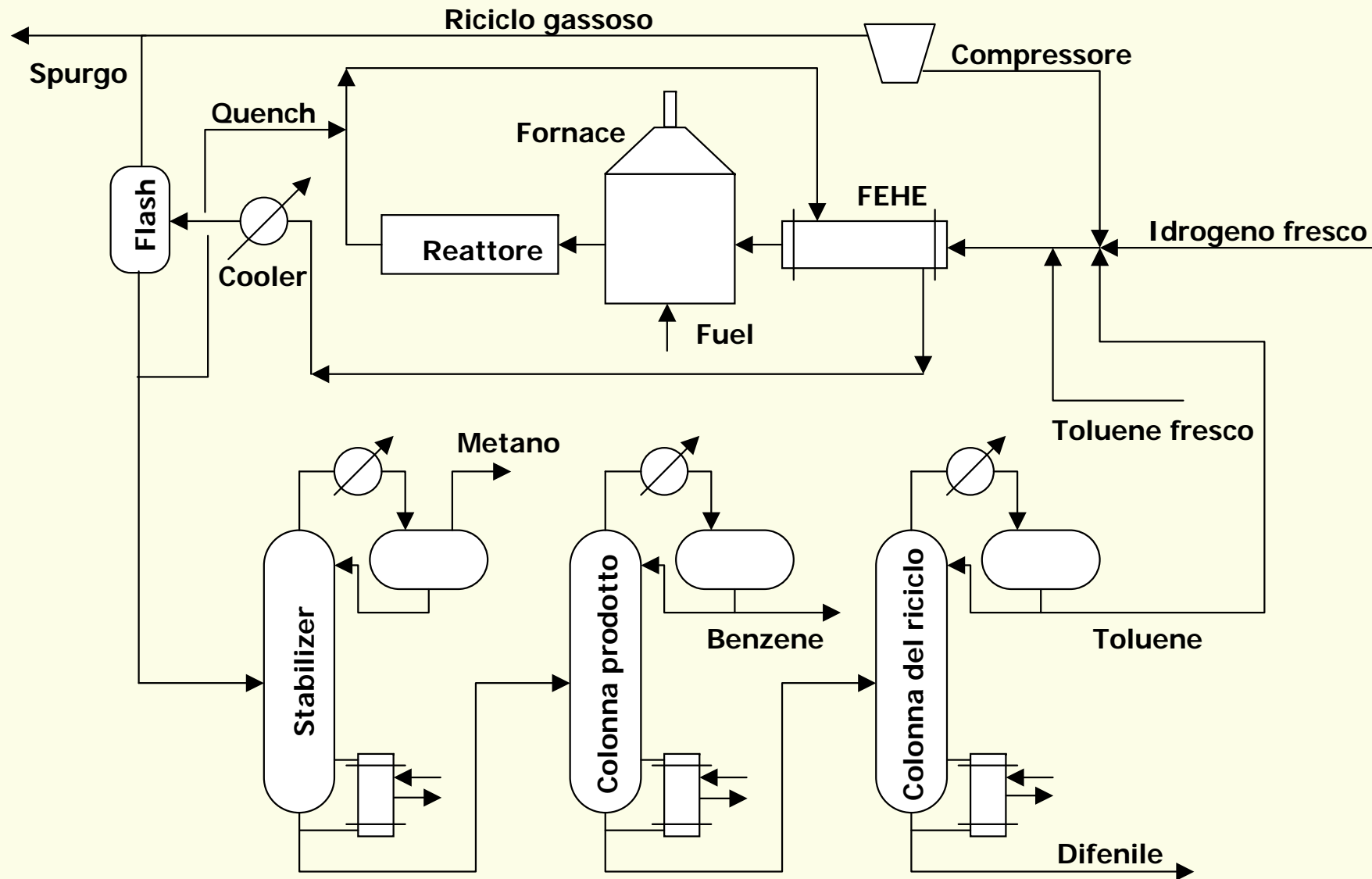
Progettazione e Controllabilità



Controllo esteso a tutto l'impianto: HDA

Toluene + Idrogeno \rightarrow Benzene + Metano

2Benzene \rightarrow Difenile + Idrogeno



Processo HDA

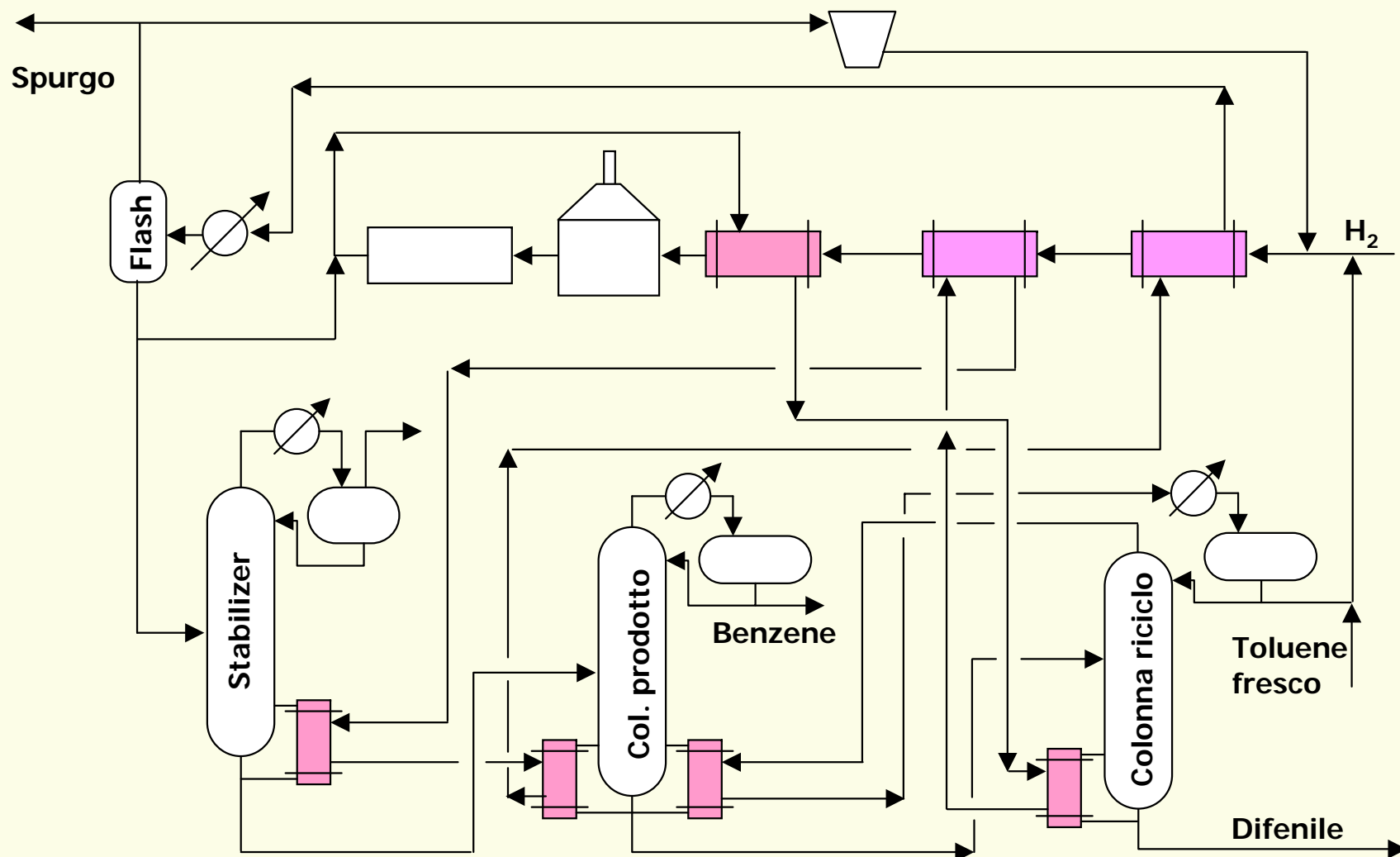
Alcune domande sorgono spontanee:

- Come controllare la temperatura del reattore per prevenire reazioni di tipo *runaway*?
- Come aumentare/diminuire la produzione di benzene a seconda delle richieste di mercato?
- Come mantenere la purezza del prodotto (benzene) sufficiente per poterlo vendere?
- Come determinare la portata di gas da spurgare?
- Come migliorare la selettività del processo in modo da minimizzare la produzione di difenile?
- Come rispettare il livello massimo di ogni recipiente e la pressione massima di esercizio?
- Come gestire le unità interconnesse a livello energetico?
- Come testare una strategia di controllo proposta a livello progettuale?



Integrazione energetica

L'integrazione energetica tra le apparecchiature viene adottata per aumentare l'efficienza termodinamica del processo. L'introduzione di scambiatori di calore P/P ad esempio: FEHE, rende il processo molto più interconnesso e prone all'instabilità, dovuta all'interazione e feedback esistente tra le apparecchiature. Un esempio tipico è rappresentato dal processo HDA (alternativa 6, Douglas, 1988).



Controllo di processo esteso a tutto l'impianto

Si desidera ora affrontare i nove punti proposti succintamente all'inizio di questa sezione descrivendone le caratteristiche principali. Questi nove punti debbono guidare l'ingegnere processista/controllista verso una sintesi ottimale e ragionata.

1. Definire gli obiettivi del controllo
2. Determinare il numero di gradi di libertà della struttura di controllo
3. Assegnare il sistema di gestione energetica dell'impianto
4. Definire la quantità di prodotti da ottenere
5. Controllare la qualità dei prodotti gestendo i vincoli di sicurezza, operativi e ambientali
6. Controllare almeno una portata in ogni riciclo e controllare le pressioni ed i livelli
7. Verificare i bilanci materiali
8. Controllare le singole operazioni unitarie (apparecchiature)
9. Ottimizzare l'economia del processo e migliorarne la controllabilità



1. Definire gli obiettivi del controllo

Occorre definire gli obiettivi del processo per la progettazione dello stazionario e il suo controllo dinamico.

1. Dobbiamo raggiungere la produzione specificata di benzene a purezza assegnata.
2. Dobbiamo massimizzare la resa, minimizzando le perdite di idrogeno e difenile.
3. L'alimentazione al reattore deve rispettare il rapporto molare: Idrogeno/Aromatici > 5 .
4. La corrente di efflusso dal reattore deve essere raffreddata velocemente a 620°C (quench).



2. Determinare il numero di gdl della struttura di controllo

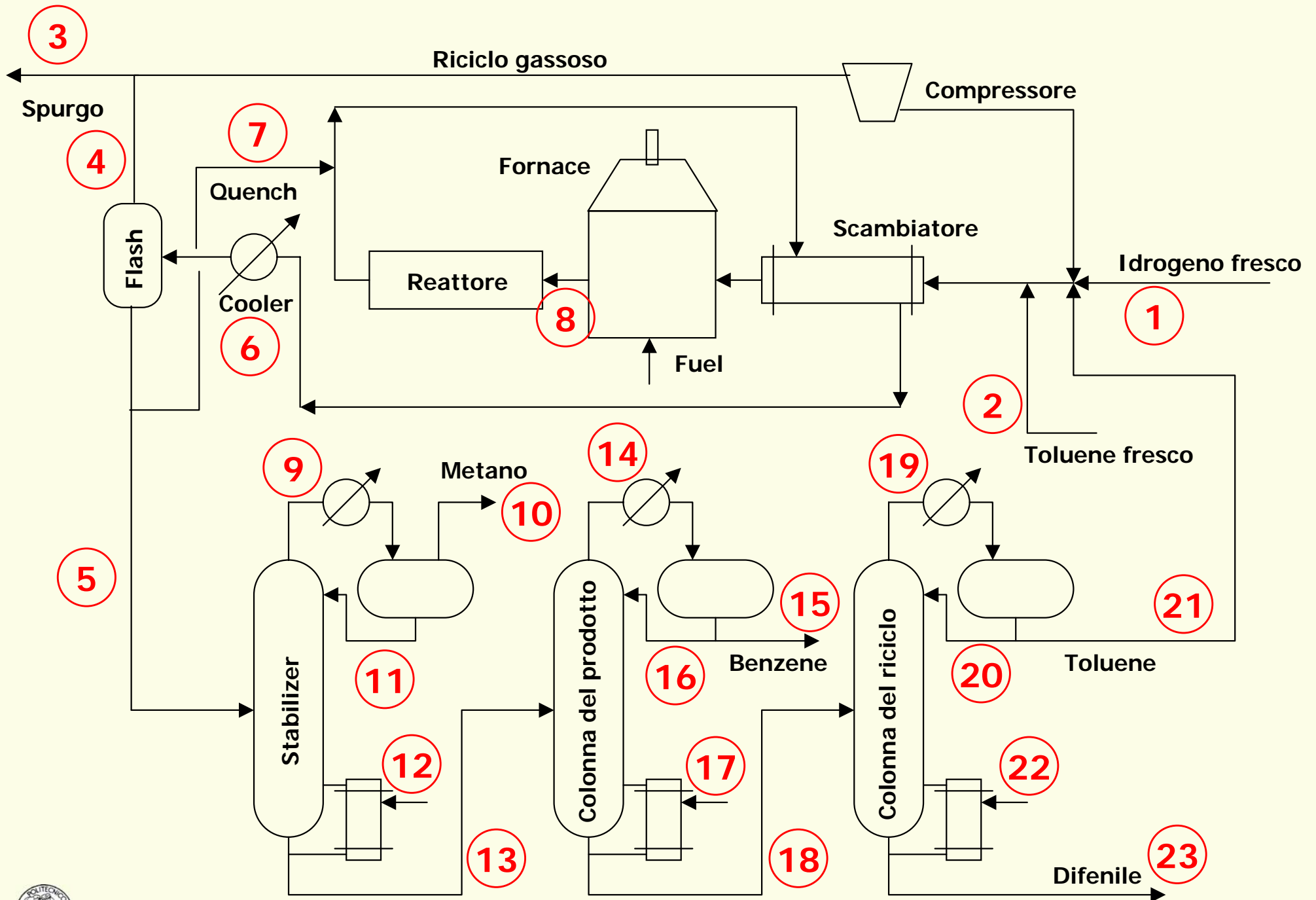
Occorre contare il numero di valvole di controllo disponibili.

Ci sono 23 gradi di libertà:

- due valvole di regolazione per l'alimentazione fresca di idrogeno e toluene,
- valvola di spurgo,
- due valvole per le correnti uscenti dal flash,
- valvola acqua del cooler,
- valvola del quench liquido,
- valvola del combustibile alla fornace,
- valvole stabilizer: vapore, bottom, riflusso, acqua condensatore, prodotto testa
- valvole colonna benzene: vapore, bottom, riflusso, distillato e acqua condensatore
- valvole colonna riciclo: vapore, bottom, riflusso, distillato e acqua condensatore



2. GdI della struttura di controllo



3. Assegnare il sistema di gestione energetica dell'impianto

Assicurarsi che i disturbi energetici non si propaghino lungo il processo tramite il trasferimento della variabilità al sistema di utility.

Il reattore è adiabatico. Il calore uscente dal reattore non viene dissipato verso l'esterno finché non giunge al cooler prima dell'unità flash.

Lo scambiatore P/P detto: FEHE introduce un feedback positivo nel processo accrescendo la possibilità di instabilità del sistema.

Se l'apporto di calore introdotto dalla fornace è troppo ridotto si ha una diminuzione della controllabilità del processo a favore di una ottimizzazione economica a livello stazionario (se raggiunta...).

Per assicurare che il calore liberato dal processo venga rimosso, occorre introdurre due loop di controllo che regolino la T_{in} al reattore tramite la portata di combustibile alla fornace e la T di efflusso dal reattore tramite la portata di quench.



4. Definire la produzione

Individuare le variabili che condizionano maggiormente la produttività del reattore e le variabili manipolabili che permettano di regolare nel modo migliore la quantità dei prodotti.

Sia i reagenti che i prodotti fanno riferimento a serbatoi di raccolta. Non ci sono cioè dei vincoli di correnti fornite o prelevate (monte/valle) dal processo.

In linea di principio tre sono le variabili dominanti per il reattore: temperatura, pressione e concentrazione di toluene (dato che l'idrogeno è in eccesso). La **pressione** però viene mantenuta al massimo valore compatibile con il compressore per massimizzare la resa. Occorre rispettare il vincolo superiore di **temperatura** di reazione. La **concentrazione** di toluene nel reattore può essere controllata misurando la portata totale di tale componente. Così facendo è possibile evitare l'adozione di un analizzatore in linea di composizione che introduce tempi di ritardo, è delicato e costoso.



5. Controllare la qualità dei prodotti gestendo i vincoli

Selezionare le valvole più opportune per controllare la qualità e rispettare al contempo i vincoli processistici e di legge.

La purezza del benzene viene condizionata principalmente da due componenti: metano e toluene (quelli adiacenti a livello di volatilità). La presenza dello stabilizer impedisce la contaminazione del benzene da parte del metano. Il toluene viene controllato modulando il rapporto di vaporizzazione nella colonna del prodotto. È ad esempio possibile controllare la temperatura di un piatto per limitare il trascinamento di toluene verso l'alto. Un analizzatore di testa nella colonna del prodotto può misurare la purezza del benzene ed assegnare il valore di setpoint per la temperatura del piatto summenzionato.

Dei vincoli processistici si è già parlato relativamente ai rapporti di alimentazione e alla temperatura di efflusso dal reattore.



6. Controllare almeno una portata in ogni riciclo e controllare le pressioni ed i livelli

Un controllo di portata liquido deve essere presente in ogni loop di riciclo (per evitare l'effetto snowball).

La portata di riciclo di toluene (l'unica liquida) deve essere controllata.

Occorre altresì controllare **quattro** pressioni: tre colonne di distillazione e il riciclo gassoso.

Per lo stabilizer la pressione viene controllata manipolando la portata gas di testa.

Nelle colonne del prodotto e di riciclo la pressione viene controllata manipolando la portata di acqua fredda al condensatore.

Il compressore viene fatto lavorare alla massima pressione di progetto. Per regolare la pressione della corrente di riciclo gas è allora possibile manipolare la portata di spurgo o la portata di idrogeno fresca.

continua...



6. Controllare almeno una portata in ogni riciclo e controllare le pressioni ed i livelli

Un controllo di portata liquido deve essere presente in ogni loop di riciclo (per evitare l'effetto snowball).

continua...

Ci sono **sette** livelli da controllare: flash e due livelli per ogni colonna.

Livello flash controllato tramite portata di efflusso

Variabili manipolate stabilizer: portata acqua condensatore, portata di bottom

Variabili manipolate col. prodotto: portata distillato, portata di bottom

Variabili manipolate col. riciclo: portata toluene fresca, portata vapore ribollitore



7. Verificare i bilanci materiali

Identificare come i componenti entrano, escono, vengono generati o sono consumati nel processo.

- L'idrogeno viene spurgato.
- Il metano viene spurgato.
- Il benzene viene bilanciato tramite il controllo di temperatura e di livello dell'accumulatore di riflusso nella colonna del prodotto.
- Il toluene viene controllato tramite il livello dell'accumulatore di riflusso nella colonna di riciclo.
- Il difenile è rimosso tramite la portata di bottom della colonna di riciclo.



8. Controllare le singole operazioni unitarie

Identificare i loop necessari a controllare ogni singola apparecchiatura.

La portata di acqua fredda al cooler controlla la temperatura del flash.

Le portate di riflusso delle tre colonne possono essere controllate manipolandone il loro valore.



9. Ottimizzare l'economia del processo e migliorarne la controllabilità

Occorre infine determinare il miglior modo per sfruttare ed utilizzare gli eventuali gradi di libertà dell'impianto.

Possiamo ora assegnare alcuni valori di setpoint ai loop di controllo per ottimizzare l'economia del processo e le performance dell'impianto.

Il setpoint di temperatura di alimentazione al reattore definisce la produzione.

Il setpoint di portata totale di toluene ottimizza la resa del reattore. Al contempo occorre rispettare il vincolo di rapporto $H_2/\text{aromatici} > 5$.

Il setpoint di concentrazione metano nel riciclo gassoso deve soddisfare un compromesso tra resa e performance del reattore.

I setpoint di portate alle tre colonne devono essere quantificati per soddisfare la loro richiesta energetica e la contemporanea perdita di benzene e toluene.



Gestione energetica integrata di processo

L'approccio al problema dello scambio termico cambia completamente quando lo si affronti con uno sguardo volto ad abbracciare l'intero processo.

Termini come: integrazione energetica, ottimo energetico, rete di scambio termico, pinch technology e controllabilità divengono aspetti diversi di un unico approccio che si estende all'intero impianto.

È l'esempio del processo HDA, ampiamente descritto ed affrontato in letteratura (Douglas, 1988). Il solo fatto di prevedere uno scambio termico tra la corrente effluente dal reattore e quelle fredde, di alimentazione e di riciclo, permette di abbattere ad **un terzo** il calore da scambiare con le utility esterne.



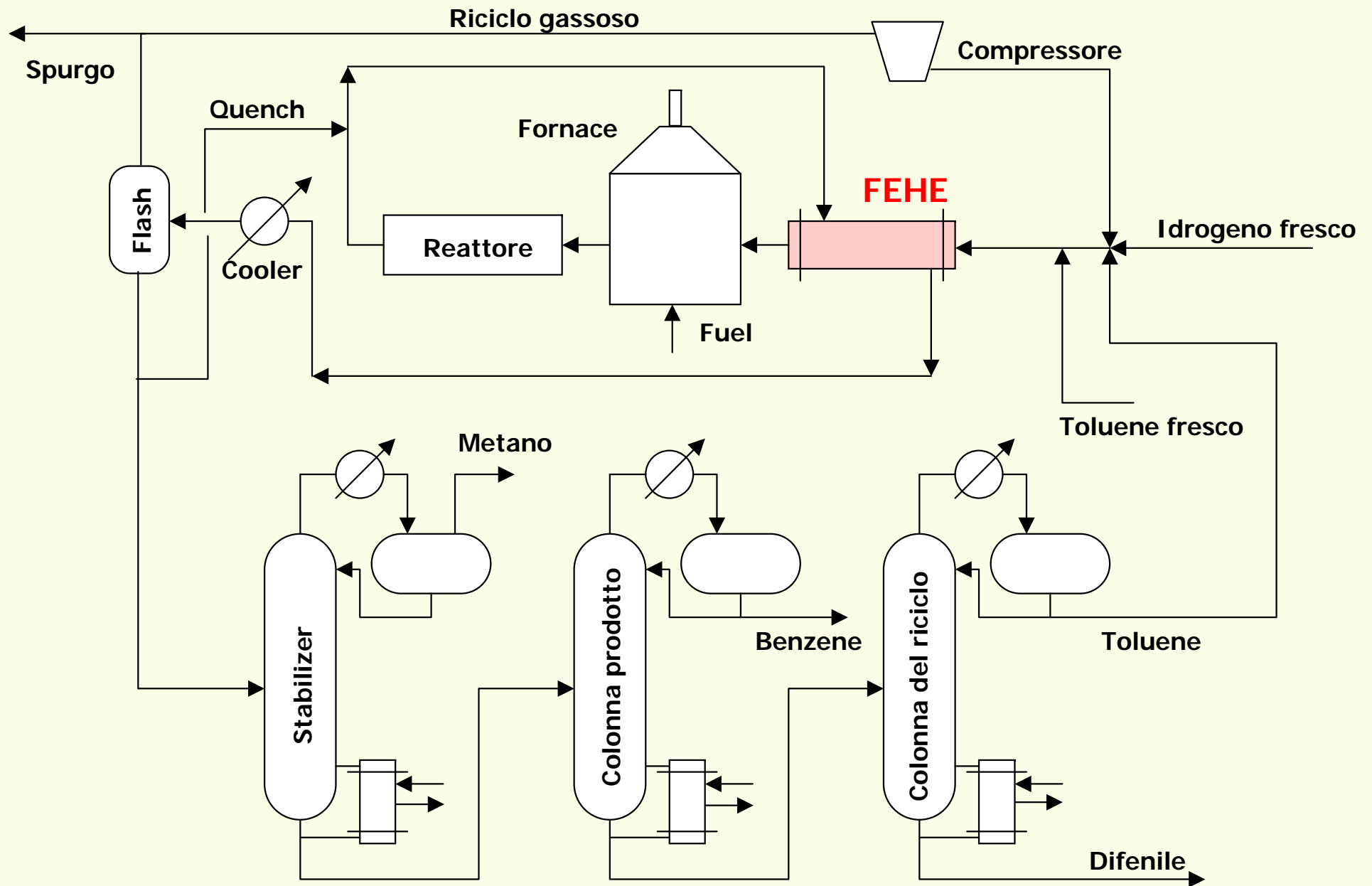
Gestione energetica integrata di processo

A partire da questo punto operativo, Terril & Douglas (1987) hanno analizzato e presentato 6 alternative processistiche distinte, volte ad ottimizzare ulteriormente la rete di scambio termico, riducendo le spese di esercizio legate al consumo di utility. A partire dall'alternativa 1 fino all'alternativa 6 il risparmio energetico stimato varia dal **19%** al **43%** rispetto al caso base.

In parallelo, la struttura dell'impianto si complica notevolmente, rendendo problematica la controllabilità dello stesso. Luyben, Tyréus & Luyben (1998) analizzano con dettaglio i pregi ed i difetti della struttura più integrata (# 6) proponendo ulteriori modifiche processistiche volte ad assicurare un controllo adeguato dell'impianto complessivo.



Processo HDA



Gestione energetica integrata di processo

Nell'ottica di quanto detto si presenta ora la sequenza logica da seguire durante la progettazione per mediare l'aspetto di ottimizzazione energetica con quello di controllabilità di processo.

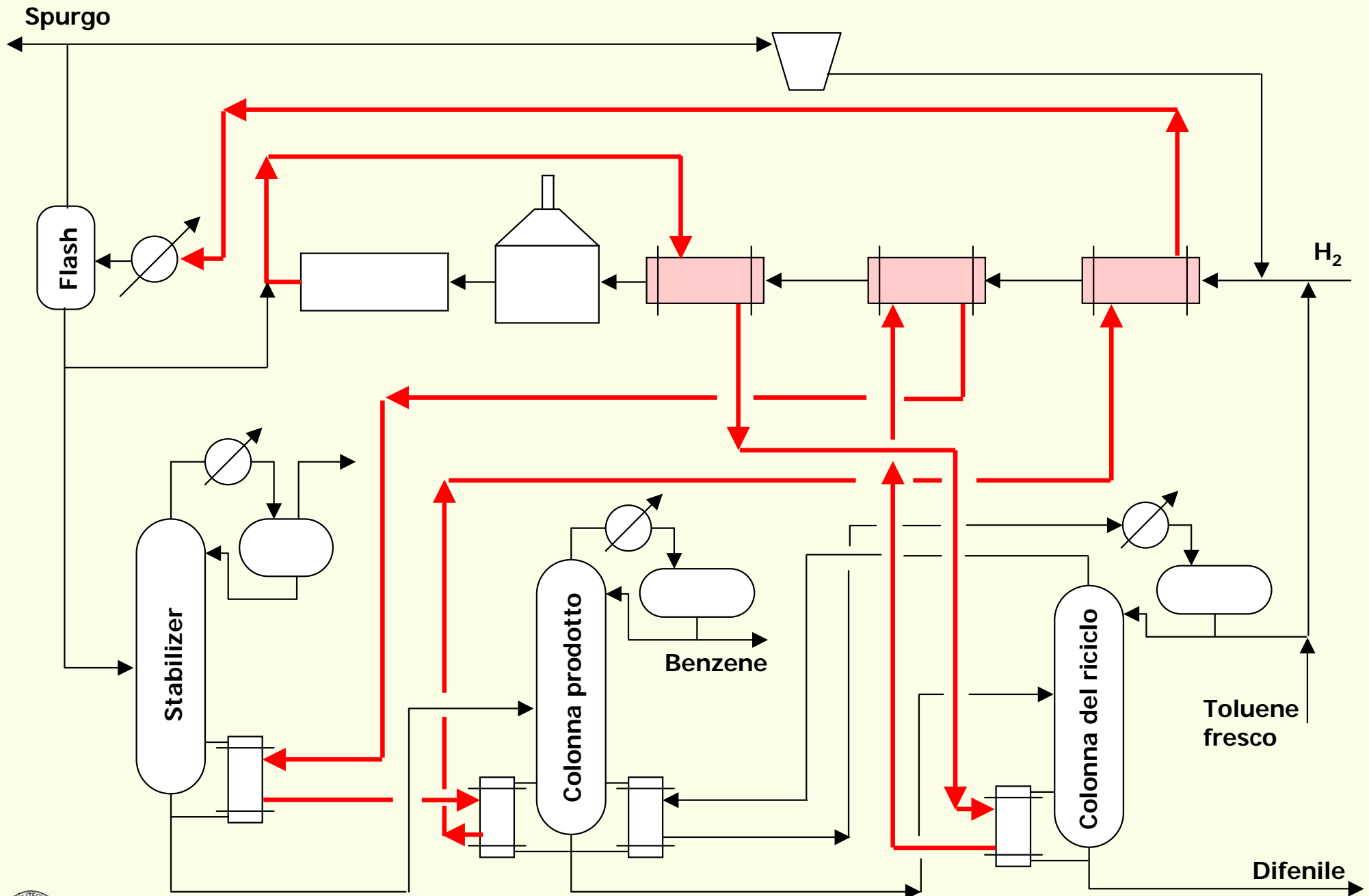
Occorre dapprima individuare i percorsi del calore lungo l'impianto

Abbiamo tre percorsi (con riferimento all'alternativa #6)

- 1. Il calore fluisce dal reattore alle tre colonne di distillazione attraverso i tre ribollitori ed i tre preriscaldatori (FEHE). Un disturbo originato dal reattore si propaga a tutto il processo.**
2. Porta direttamente il calore alle colonne di distillazione per far avvenire la separazione. Un disturbo originato nelle colonne si propaga a tutto il processo arrivando fino al reattore.
3. Parte dall'uscita del reattore e passando attraverso i preriscaldatori arriva ai ribollitori per poi tornare al reattore tramite i preriscaldatori stessi. Anche in questo caso esiste la possibilità di interazione tra zona di reazione e zona di separazione.



Percorso # 1



Gestione energetica integrata di processo

Nell'ottica di quanto detto si presenta ora la sequenza logica da seguire durante la progettazione per mediare l'aspetto di ottimizzazione energetica con quello di controllabilità di processo.

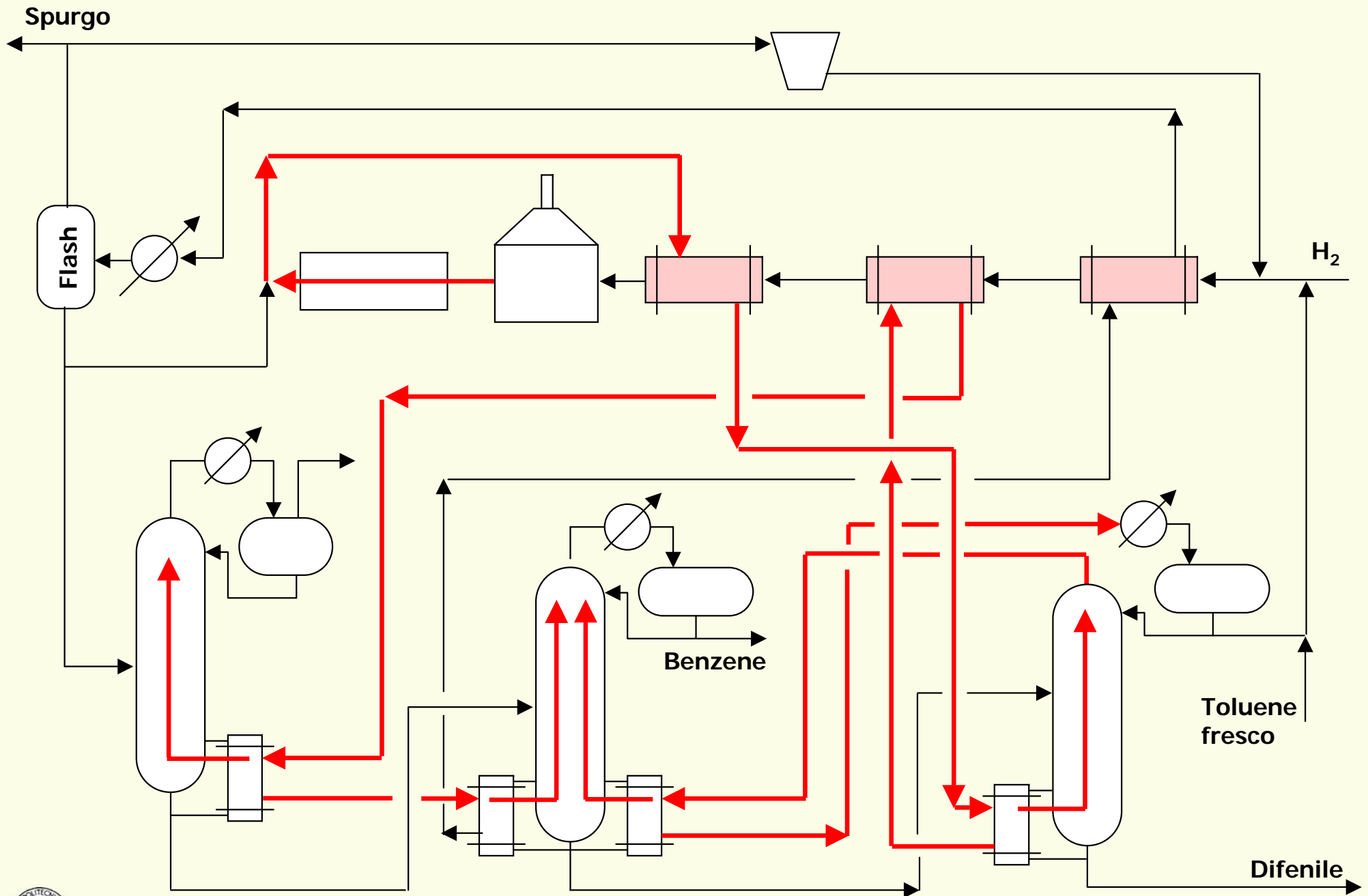
Occorre dapprima individuare i percorsi del calore lungo l'impianto

Abbiamo tre percorsi (con riferimento all'alternativa #6)

1. Il calore fluisce dal reattore alle tre colonne di distillazione attraverso i tre ribollitori ed i tre preriscaldatori (FEHE). Un disturbo originato dal reattore si propaga a tutto il processo.
- 2. Porta direttamente il calore alle colonne di distillazione per far avvenire la separazione. Un disturbo originato nelle colonne si propaga a tutto il processo arrivando fino al reattore.**
3. Parte dall'uscita del reattore e passando attraverso i preriscaldatori arriva ai ribollitori per poi tornare al reattore tramite i preriscaldatori stessi. Anche in questo caso esiste la possibilità di interazione tra zona di reazione e zona di separazione.



Percorso # 2



Gestione energetica integrata di processo

Nell'ottica di quanto detto si presenta ora la sequenza logica da seguire durante la progettazione per mediare l'aspetto di ottimizzazione energetica con quello di controllabilità di processo.

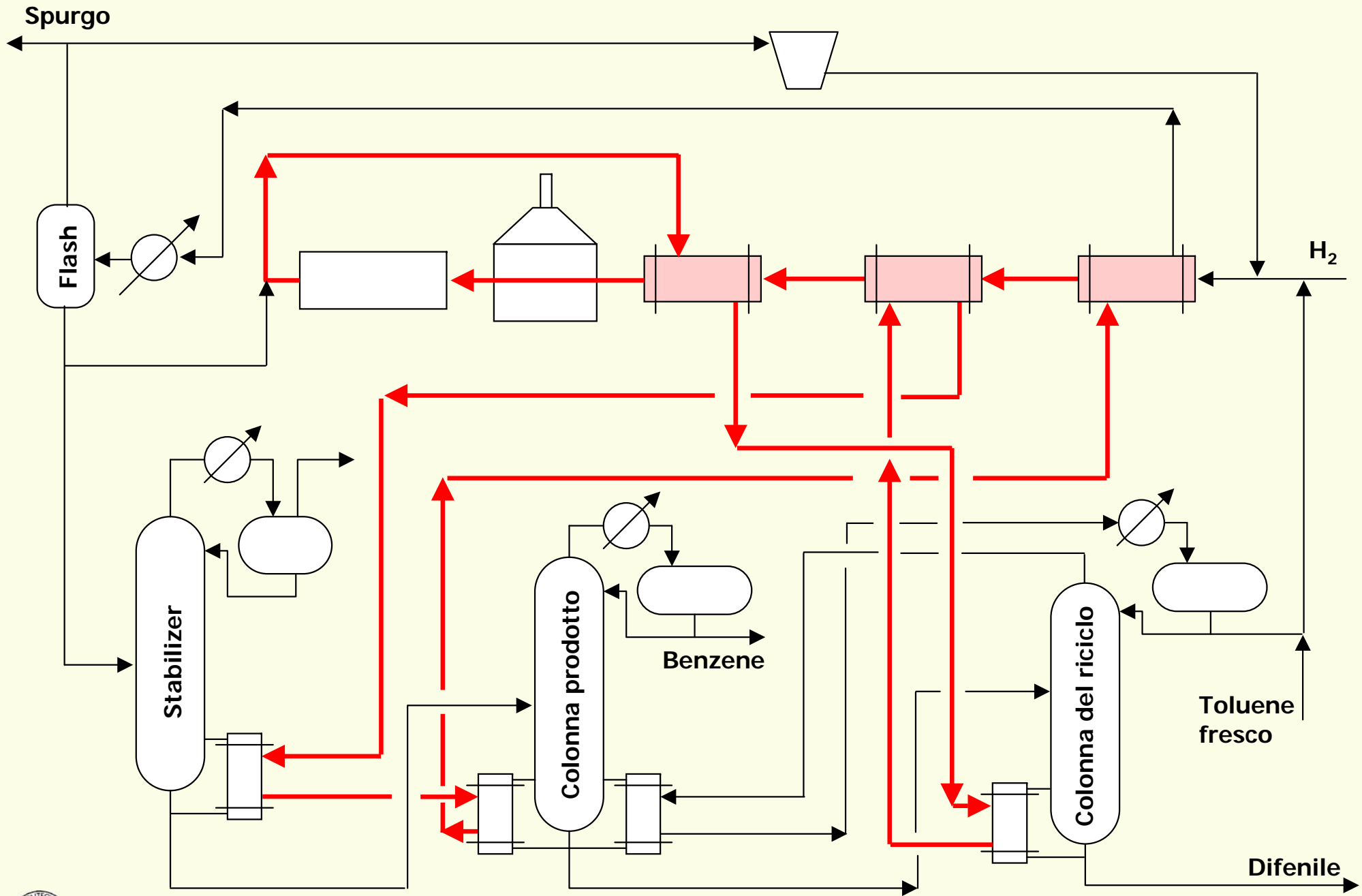
Occorre dapprima individuare i percorsi del calore lungo l'impianto

Abbiamo tre percorsi (con riferimento all'alternativa #6)

1. Il calore fluisce dal reattore alle tre colonne di distillazione attraverso i tre ribollitori ed i tre preriscaldatori (FEHE). Un disturbo originato dal reattore si propaga a tutto il processo.
2. Porta direttamente il calore alle colonne di distillazione per far avvenire la separazione. Un disturbo originato nelle colonne si propaga a tutto il processo arrivando fino al reattore.
3. **Parte dall'uscita del reattore e passando attraverso i preriscaldatori arriva ai ribollitori per poi tornare al reattore tramite i preriscaldatori stessi. Anche in questo caso esiste la possibilità di interazione tra zona di reazione e zona di separazione.**



Percorso # 3



Gestione energetica integrata di processo

Problema #1

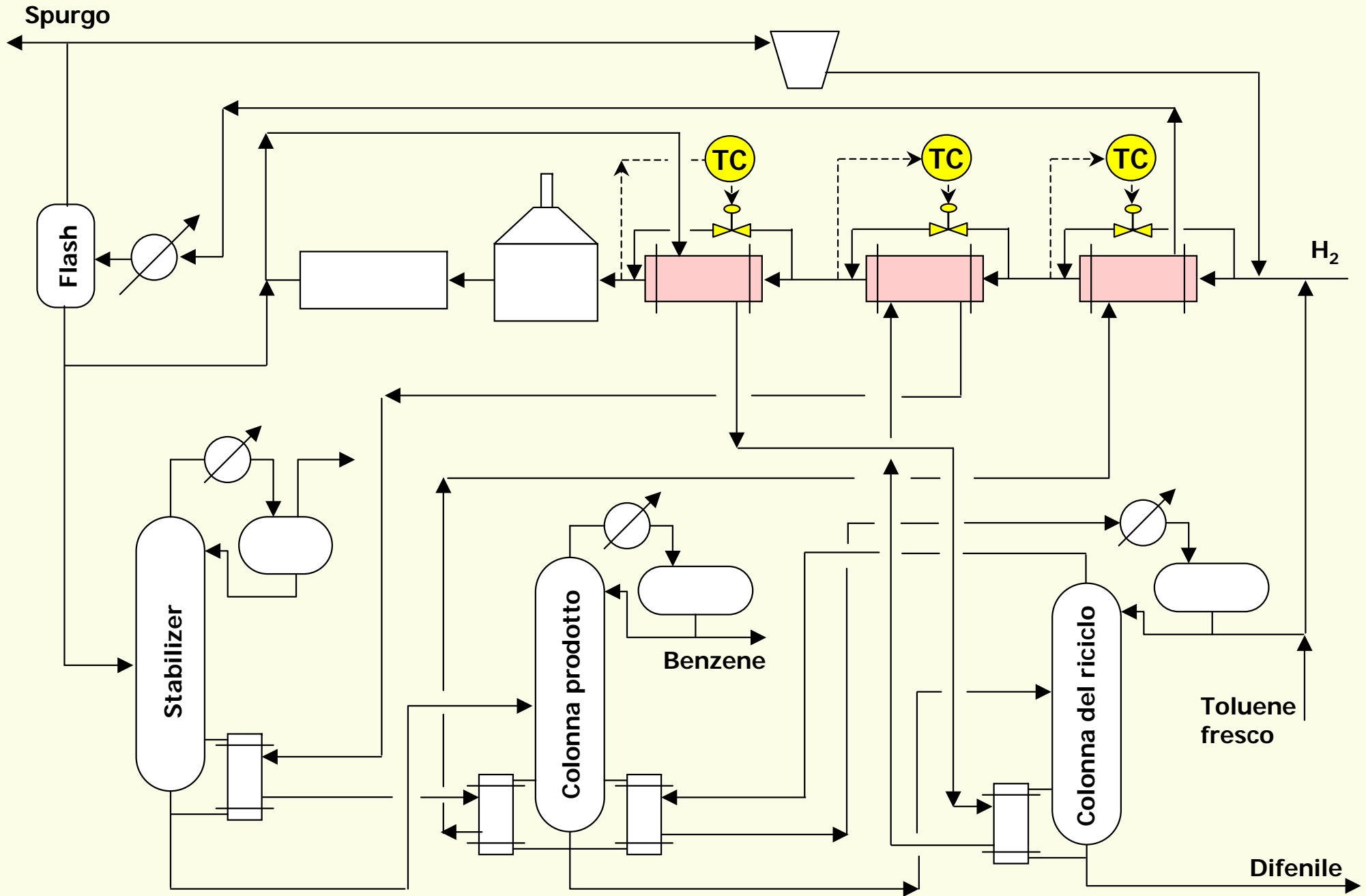
L'aspetto più importante per il processo HDA è quello di rimuovere il calore dal reattore. Ciò comporta che dobbiamo essere in grado di bypassare i preriscaldatori al fine di evitare che un eccesso di calore sia riciclato al reattore stesso.

Soluzione #1

Vengono introdotte tre valvole di bypass, una per ogni scambiatore di preriscaldamento. Il bypass è realizzato sulle correnti fredde al fine di avere una operatività maggiore delle valvole.



Introduzione di tre valvole di bypass



Gestione energetica integrata di processo

Problema #2

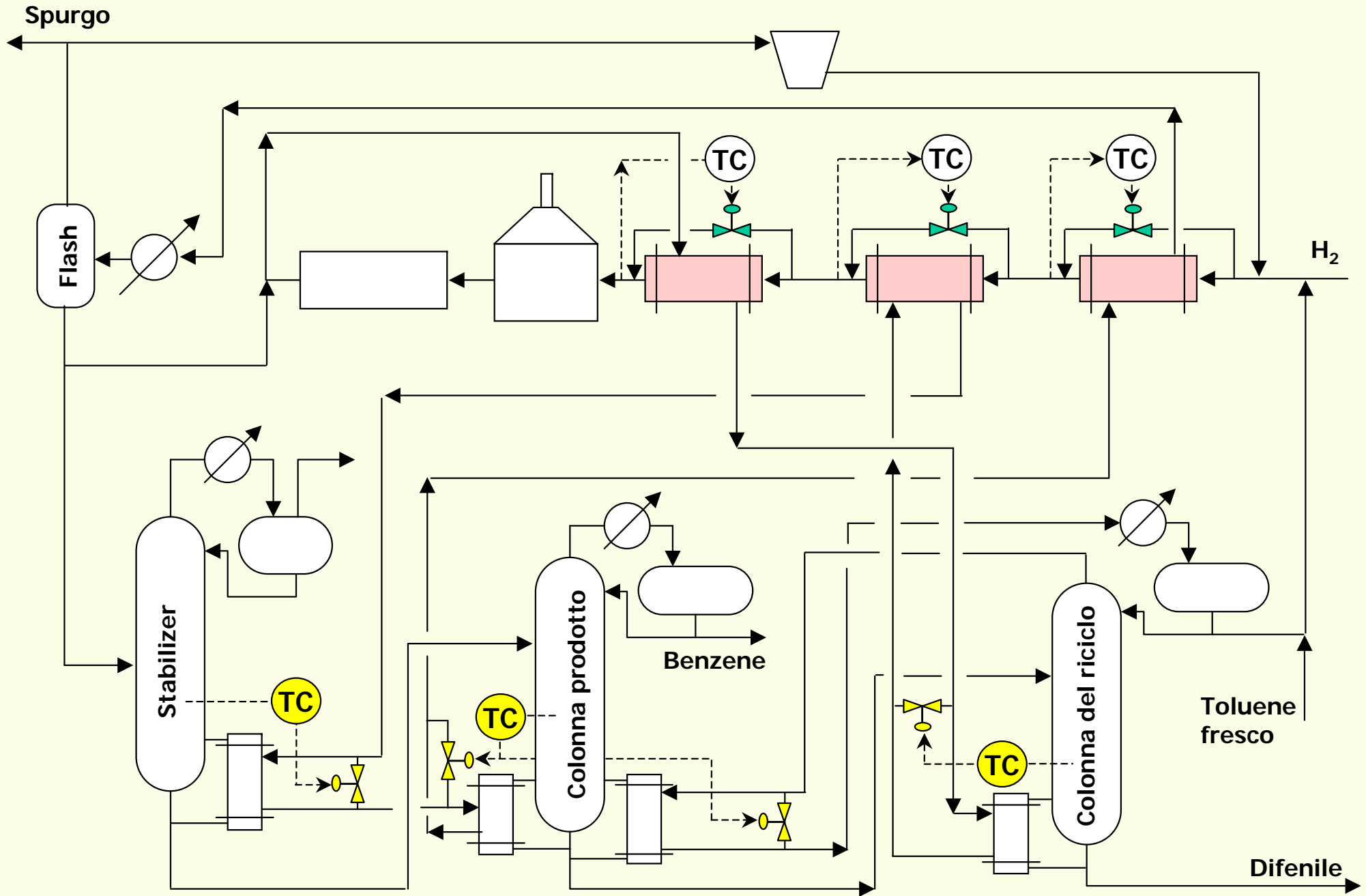
Per quanto riguarda la sezione di separazione, il problema consiste nel cercare di evitare di sottrarre troppo calore dalla corrente calda di efflusso dal reattore che passa attraverso i **quattro** ribollitori P/P.

Soluzione #2

Si installano **quattro** valvole di bypass per limitare il calore fornito ai ribollitori. I loop di controllo che manipolano la frazione di bypass utilizzano come misura la temperatura di un piatto opportuno.



Introduzione di quattro valvole di bypass



Gestione energetica integrata di processo

Problemi aggiuntivi legati all'alto grado di integrazione del processo:

- Esiste un problema processistico aggiuntivo relativo alla valvola di bypass a cavallo del ribollitore della colonna di riciclo. Dato che la portata da bypassare contiene metano ed idrogeno ed è ad alta temperatura, potrebbero esserci problemi di sicurezza nella manipolazione della relativa valvola.
- Un altro problema è rappresentato dall'avvio del processo. Come operare le colonne senza avviare la fornace?
- Come annullare la fornitura di calore ai ribollitori mentre la fornace ed il reattore sono attivi se le valvole di bypass NON sono in grado di gestire la corrente di efflusso dal reattore nella sua interezza?

Possibili soluzioni:

- Un maggior grado di controllabilità può essere raggiunto aggiungendo nuovi ribollitori e *cooler* gestiti tramite correnti ausiliarie (utility). In questo modo è possibile smorzare con maggior efficienza i disturbi originati dal processo al costo di un maggior esborso per l'esercizio dell'impianto. Si noti che così facendo andiamo a ridurre il grado di integrazione energetica del processo.



Incremento della controllabilità

