

# PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID ACETILSALICÍLIC

## PROJECTE FINAL DE CARRERA

### Enginyeria Química



**Autors:** Brenda Baena Diaz

Cesar Castellón Felipez

Bernat Cots Escudé

Yago Domínguez Muñoz

Daniel Ruiz Granados

**Tutor:** Josep A. Torà

Cerdanyola del Vallès | Juny 2019



# PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID ACETILSALICÍLIC

PROJECTE FINAL DE CARRERA

Enginyeria Química



## CAPITOL 10

MILLORES I AMPLIACIONS



## **ÍNDEX**

<b>10.1. Millores .....</b>	<b>3</b>
<b>10.1.1. Unió del mesclador M-101 i l'evaporador E-102.....</b>	<b>3</b>
<b>10.1.2. Treball dels evaporadors al buit .....</b>	<b>4</b>
<b>10.1.3. Substitució del cristal·litzador Cr-203 .....</b>	<b>4</b>
<b>10.1.4. Recuperació de l'anhidre acètic.....</b>	<b>6</b>
<b>10.1.5. Reaprofitament energètic .....</b>	<b>7</b>
<b>10.1.6. Millora energètica: plaques solars .....</b>	<b>8</b>
<b>10.2. Ampliacions .....</b>	<b>8</b>



## 10.1. Millores

S'han proposat diversos canvis per a la instal·lació que es podrien dur a terme en el futur. Aquest canvis s'han pensat amb la intenció de de generar millores en el procés, en la gestió de subproductes i en rendiment energètic de la instal·lació. Tot això, amb la finalitat d'obtenir un estalvi o uns guanys majors.

### **10.1.1. Unió del mesclador M-101 i l'evaporador E-102**

El procés presentat comença amb la mescla dels reactius inicials, fenol i hidròxid de sodi. Aquest es un procés ràpid, en el que el temps d'operació de l'equip (M-101), sense contar la càrrega i la descàrrega, es de 5 minuts. La següent etapa, és la d'evaporació de l'aigua generada en la reacció duta a terme en el mesclador. Aquest procés d'evaporació és considerablement més llarg, arribant als 90 minuts d'operació. Per tant, l'ús d'un sol equip com és el mesclador per a un procés tan ràpid pot no sortir molt rentable. És per això que s'ha pensat en la possibilitat de dur a terme aquestes dues operacions en un sol equip. La idea seria la de dur a terme la funció de mescla del M-101 en un equip evaporador. Així, un cop feta la mescla, es podria evaporar directament l'aigua generada en aquesta.

Això presenta un abaratiment important en els costos de la instal·lació. S'estaria retirant un equip sencer amb tot el que això implica, com serien les bombes per transportar un fluid del mesclador a l'evaporador.

Per una altra banda, la implementació d'aquest canvi també podria ocasionar un estalvi de manera més indirecta. La temperatura a la que surt la mescla del mesclador es troba aproximadament a 50°C i el que es pretén es evaporar l'aigua que conté aquest corrent. Això implica, primer, un augment de la temperatura de la mescla d'aquests 50°C a uns 100°C. Després, l'evaporació de l'aigua. Com ja s'ha esmentat, el temps d'operació de l'evaporador es d'uns 90 minuts. Una part d'aquest temps està destinada a escalfar la mescla que ve del mesclador. Si tota l'operació es produís en un mateix equip, es podria començar a escalfar a mesura que es du a terme la mescla i durant el temps que s'estaria usant per a la càrrega/descàrrega dels equips. Això impliquen uns 20-25 minuts d'estalvi de temps. En primera instància no sembla molt de temps, però tenint en compte que la planta opera 24h durant 300 dies a l'any i que aproximadament es produeix un *batch* al dia, estariem xerrant d'unes 100 hores estalviades al llarg d'un any. En aquest temps es poden fer uns 4 *batch*, el que suposa més o menys un 1,5 més de benefici.

### 10.1.2. Treball dels evaporadors al buit

Tant l'evaporador E-102 com l'E-104 presenten una mida molt elevada en comparació amb la resta d'equips ja que han d'evaporar molta quantitat de líquid. Això implica un consum energètic molt elevat per tal d'evaporar els líquids corresponents als evaporadors.

Una opció per de mirar de reduir el consum energètic als evaporadors seria treballar al buit. Treballant als evaporadors amb pressions negatives a dins els evaporadors s'aconsegueix una temperatura d'evaporació inferior per als diferents fluids (aigua al E-102 i fenol al E-104). D'aquesta manera es podria reduir el consum de vapor destinat a escalfar els diferents evaporadors, reduint així costos d'operació.

### 10.1.3. Substitució del cristal·litzador Cr-203

Un dels majors reptes en la producció d'àcid acetilsalicílic ha estat la puresa. Al tractar-se d'un principi actiu, es requereix un producte de grau farmacèutic, amb un 99,9% de puresa.

El problema sorgeix en la formació de l'àcid salicílic, que posteriorment es farà reaccionar amb l'anhidre acètic. Amb l'àcid salicílic, es poden formar un total de tres isòmers: l'àcid salicílic(orto), l'àcid 3-hidroxibenzoic (meta) i l'àcid 4-hidroxibenzoic(para).

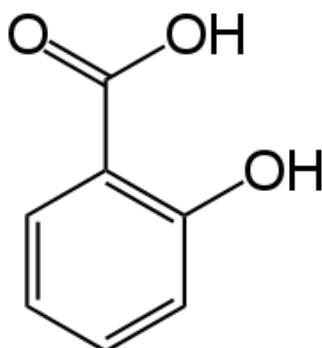


Figura 12.1.2.1: Àcid salicílic



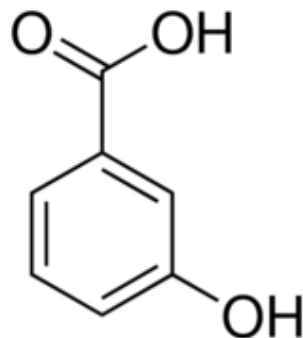


Figura 12.1.2.2: Àcid 3-hidroxibenzoic

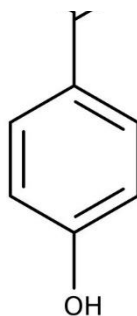


Figura 12.1.2.3: Àcid 4-hidroxibenzoic

La separació d'aquests isòmers és el que presenta un dels problemes de la puresa. Durant el procés, la formació dels isòmers es produeix durant la reacció de carboxilació (R-103), quan es genera la sal de l'àcid. Per a les condicions a les que opera el nostre reactor, la formació d'àcid 3-hidroxibenzoic (isòmer meta) és menyspreable. Per una altra banda, la formació de l'àcid 4-hidroxibenzoic (isòmer para) sí que és prou significativa com a per a que suposi un problema.

En el procés plantejat, la separació d'aquest isòmer s'ha fet mitjançant un cristal·litzador. Aprofitant la diferència en la solubilitat dels diferents isòmers, s'aconsegueix cristal·litzar l'àcid salicílic, separant-lo així de l'isòmer para.

Un procés alternatiu per a aquesta operació, seria l'ús d'una columna d'arrossegament de vapors. La columna d'arrossegament de vapors aprofita la no-solubilitat de l'àcid salicílic. Al tenir aigua amb àcid salicílic mesclat, i al no estar aquest dissolt, es pot obtenir la separació de l'àcid salicílic del seu isòmer (que té una solubilitat diferent) fent evaporar l'aigua i arrossegant l'àcid salicílic a una temperatura molt inferior a la temperatura d'ebullició de l'àcid salicílic.

Aquesta seria una possible alternativa al cristal·litzador Cr-203. S'hauria de fer un estudi per veure si es pot obtenir una major puresa mitjançant aquest sistema. A la

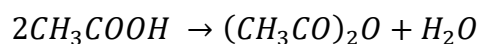
vegada, caldria comprovar si, en cas d'obtenir una major puresa, aquesta compensés el cost energètic més elevat de la columna, ja que aquesta requereix d'un corrent de vapor per tal d'escalfar la mescla aigua-àcid salicílic.

#### **10.1.4. Recuperació de l'anhidre acètic**

A la reacció d'acetilació (R-301), es fa reaccionar l'àcid acètic amb anhidre acètic en excés. Aquest excés es del doble del requerit estequiomètricament. Això es així perquè durant l'operació, es duen a terme altres reaccions secundàries que consumeixen l'anhidre acètic. Si no hi ha prou excés, aquest es consumeix completament, però al rendiment de la reacció respecte l'àcid salicílic es molt pobre. Per tant, s'ha d'utilitzar molt anhidre acètic. A la vegada, tota reacció en la que intervé l'anhidre acètic (sigui la principal o les secundàries) produeix àcid acètic com a subproducte.

En un principi, s'ha considerat vendre aquest àcid acètic. L'àcid acètic és matèria prima de diversos processos i per tant té valor de mercat. A més, la quantitat obtinguda es bastant elevada, ja que es parteix d'un excés d'anhidre acètic i tot el que reacciona acaba formant l'àcid. Venent l'àcid acètic s'obté un guany secundari que implica més beneficis.

Una possible opció de millora, seria la recuperació de l'anhidre acètic a partir de l'àcid acètic format. Aquest procés es coneix com la deshidratació de l'àcid acètic i es produeix seguint la següent equació:



Per tant, es podria recuperar una bona quantitat de l'anhidre acètic utilitzat en la reacció d'acetilació.

En aquest cas, no es tractaria d'un augment en els beneficis (com és amb la venda de l'àcid acètic), sinó que estaríem parlant d'un abaratiment en els costos de matèria primera. El reaprofitament de l'anhidre acètic implicaria haver-ne de comprar menys quantitat d'anhidre acètic "fresc" i per tant menys costos.

Suposant que es pot vendre tot l'àcid acètic, s'hauria de comprovar si l'estalvi en matèria primera és major que el benefici de la venda de l'àcid acètic i, si és així, tenir en compte el preu de la instal·lació per a poder dur a terme aquest procés i comprovar si sortiria rentable.

### **10.1.5. Reaprofitament energètic**

A banda de l'estalvi en el temps d'operació i les millores en el procés també s'ha considerat la possibilitat de dur a terme algun tipus de reaprofitament energètic. En aquest cas això es un poc complicat al tractar-se d'un procés en discontinu. Per tal de poder fer algun tipus de reaprofitament energètic en el procés, s'hauria de mirar com queden intercalades les diferent etapes del procés durant diferents *batch*.

Un opció més senzilla, seria un reaprofitament per a l'escalfament dels tancs d'emmagatzematge. Els tancs d'emmagatzematge de fenol i d'hidròxid de sodi van calefats amb un serpentí de vapor. Es necessiten uns 47°C per al cas del fenol i uns 18°C per al cas de l'hidròxid de sodi. Els tancs no són com els equips, que necessiten calor en intervals, sinó que necessiten un subministrament continu (però petit) de vapor.

En el procés dissenyat, s'utilitza vapor en quatre ocasions: per als dos evaporadors, per escalfat el diòxid de carboni al reactor R-103 i per a arribar a la temperatura d'operació al reactor R-301. En aquests tres casos el cabal de vapor es considerable, sobretot per als evaporadors. Una opció per a reaprofitar aquesta energia seria la de reutilitzar el vapor que ha estat utilitzat als evaporadors i reactors per a mantenir escalfats els tancs. Tot i així, s'hauria de mantenir una línia de vapor auxiliar per al cas en que ningun d'aquests equips estigués en funcionament i fes falta un subministrament de vapor als tancs.

Una altra opció un poc més senzilla i no tan dràstica seria el reaprofitament del vapor entre els diferents tancs.

Com ja s'ha esmentat, el fenol ha d'estar a uns 47°C i l'hidròxid de sodi a uns 18°C. Una opció seria usar una mateixa conducció de vapor per als diferents tancs. El vapor passaria primer per el tanc de fenol, on la temperatura s'ha de mantenir més alta i per tant el salt de temperatura no es tan elevat i posteriorment es faria passar per un serpentí al tanc d'hidròxid de sodi, aprofitant el mateix corrent de vapor i reduint així la demanda d'aquest.

### **10.1.6. Millora energètica: plaques solars**

Una millora que també s'ha volgut considerar ha estat la implantació de plaques solars. Primerament al sostre dels edificis: oficines, laboratoris i sales de control. Posteriorment, si fos possible, també podrien instal·lar-se plaques al sostre de les diferents àrees de procés.

Per una banda, es podrien instal·lar plaques solars fotovoltaïques. L'electricitat obtinguda d'aquesta manera s'utilitzaria sobre per al consum elèctric de les oficines, els laboratoris i sala de control, que no tenen una demanda de potència tan elevada. Això implicaria una reducció en el cost del corrent elèctric i una millora en la sostenibilitat ambiental.

Per l'altra banda, també podrien instal·lar-se plaques solar tèrmiques. Aquestes serien destinades per generar aigua calenta sanitària per al consum humà en oficines, laboratoris i sales de control.

## 10.2. Ampliacions

Apart de totes les possibles millores plantejades també existeix la possibilitat d'una ampliació del procés. En cas de que el procés sortís suficientment rentable, es podria dur a terme un a ampliació d'aquest per tal de obtenir una producció major i, per tant, majors beneficis.

La parcel·la de terreny a la qual es troba la instal·lació consta de suficient superfície sense utilitzar com per a poder dur a terme algun tipus d'ampliació en el procés en cas de que fos necessari o convenient.