VÄRMEFORSK

Teknisk ekonomisk utvärdering av svartlutförgasningsprocesser

Björn Warnquist, Lennart Delin, Hans Theliander, Ingrid Nohlgren

SKOGSINDUSTRIELLA PROGRAMMET **698**

Teknisk ekonomisk utvärdering av svartlutförgasningsprocesser

Technoeconomical evaluation of black liquor gasification processes

ÅF-IPK AB
Björn Warnqvist Lennart Delin

LTU
Hans Theliander Ingrid Nohlgren

S6-614

Värmeforsks skogsindustriella program

1 Abstract

Svartlutförgasningsprocesser har potentialen att öka elöverskottet vid avsalubruk för blekt sulfatmassa med 150 – 550 kWh/ADt. I ett integrerat bruk kan elöverskottet bli upp till 1840 kWh/ADt.

Kostnaden för lutförgasningssystemen uppskattas vara minst lika stora som för konventionella system.

2 Sammanfattning

Svartlutförgasningsprocesser som framtida alternativ till konventionell sulfatåtervinning med sodapanna/ångturbin och kausticering har studerats. Energibalanser och investeringskostnader har beräknats/uppskattats för fyra förgasningsalternativ i en modellfabrik, 1000 tpd, för blekt avsalusulfatmassa (enligt KAM-MISTRA-programmet) d v s en fabrik med i alla delar dagens bästa tillgängliga teknik.

De fyra ursprungliga alternativen som studerades var:

- Trycksatt medströms högtemperaturförgasare (ca 950°C) med smältabildning, störtlösare och gas/lutproduktion (jf. ”Chemrec”) med gasturbin (hög inloppstemperatur) och avgaspanna/ångturbin.
- Dito med ett kombisystem innehållande trycksatt ångpanna och gasturbin (”måttlig” inloppstemperatur).
- Trycksatt förgasning i fluidiserad bädd (ca 700ºC) samt kombisystem med trycksatt ångpanna och gasturbin.
- Trycksatt förgasning i fluidiserad bädd med titanat för direktkausticering (850-900ºC) samt kombisystem med trycksatt ångpanna och gasturbin.

Samtliga system innehåller barkpanna (fallande bark) och ångcentral; samtliga system utom det sistnämnda också en konventionell kausticering och mesaugn.

Eftersom den moderna avsalumassafabriken både med konventionell återvinning och svartlutförgasning ger ett relativt stort nettoöverskott av ånga så innehåller samtliga fall också en kondensturbin.

Efter att den ursprungliga studien färdigställdes har vi fått tillgång till en mer detaljerad beskrivning av Chemrecs koncept. Studien har därför kompletterats med ett alternativ som är mera likt Chemrecs koncept. Någon ytterligare precisering av ABBs system har inte kunnat göras, men systemet har räknats om med samma typ av gasturbin som i Chemrecfallet.

Vi har även tagit med alternativet att biobränslet förgasas och används i en kombiprocess.

Dessutom har vi även energimässigt räknat igenom de nya alternativen implementerade i ett tänkt integrerat bruk med behov av tillskottsbränsle.

Lutförgasningssystemen föreligger i dag i olika utvecklingsstadier (allt från liten pilot/laboratorieanläggning till industriell demo) och investeringsskattningarna har gjorts med (positiva) antaganden om systemets processtekniska funktion i full skala.

Investeringskostnaden för samtliga lutförgasningsbaserade system hamnar över men nära nyinvesteringen för ett konventionellt system, dvs. i stort sett inom det osäkerhetsinvervall (± 30 % eller mer) som föreligger för förgasningssystemens kalkyl.

Investeringen för de lutförgasningsbaserade systemen uppskattas ligga i området 142 - 178 MUSD att jämföra med den konventionella återvinningens 136 MUSD. Om positiva antaganden görs om den industriella kostnadsutvecklingen för förgasningssystemen - inga principiellt nya processkomponenter, sjunkande investeringskostnad för de ännu ej färdigutvecklade delprocesserna förgasarreaktor, kringsystem - så kan investeringskostnaderna eventuellt bli 20 ± 20 MUSD lägre.

Nettoelproduktion i *avsalubruket* uppskattas bli 150-550 kWh/ADt (25-100%) större för lutförgasningssystemen. Detta innebär 7-11 MUSD i årliga intäkter, jämfört med 5,5 MUSD för det konventionella systemet, vid elpris 30 USD/MWh (23 öre/kWh). Vid elpris 50 USD/MWh (38 öre/kWh) erhålls 11-19 MUSD/a jämfört med 9 MUSD/a för det konventionella systemet.

Övriga intäkter, utöver det konventionella systemets, kan uppkomma genom internproduktion av processkemikalier för modifierad kokning (och blekning) t.ex. natriumhydroxid, polysulfid. (Dessa har inte kvantifierats i studien.) Tillkommande driftkostnader kan eventuellt bli underhåll i förgasningssystemet (nya material), gasturbin resp. täckningskemikalier (titanat/titandioxid).

I det integrerade bruket kan en betydande ökning av elproduktionen ske genom att biobränsle köps in och förgasas för utnyttjande i en kombiprocess. Från ett elunderskott i det konventionella bruket på 185 kWh/ADt kan som mest ett elöverskott på 1840 kWh/ADt produceras. För detta krävs dock ett tillskott av trädbränsle på 680 kg/ADt

3 Summary

Black liquor gasification processes have been studied as an alternative to conventional chemical recovery with recovery boiler/steam turbine. Energy balances and investment costs have been calculated/estimated for four gasification processes in a model mill for 1000 ADt/d bleached kraft market pulp (according to the KAM-Mistra program, i.e. a mill with the best available technology).

The original four alternatives studied were:

- Pressurised entrained-flow high temperature gasifier (950 ºC) with smelt formation. Quencher and gas/liquor production (cf. Chemrec) with high temperature gas turbine, waste heat boiler and steam turbine.
- Ditto with combined cycle with pressurised steam boiler and gas turbine (moderate gas turbine temperature)
- Pressurised gasification in a fluidised bed (700 ºC) in a combined cycle with pressurised steam boiler and gas turbine.
- Pressurised gasification in a fluidised bed with titanate for direct causticising (850-900 ºC) in a combined cycle with pressurised steam boiler and gas turbine.

All systems have a bark boiler (falling bark) and steam central. All but the last system also have conventional causticising and lime kiln.

All systems also have a condensing turbine to absorb the net surplus of steam that both the conventional recovery and the gasification systems produce.

After the completion of the original study, a more detailed description of the Chemrec concept has been made available to us. An alternative that more closely resembles the Chemrec process has therefore been added. A more detailed description of the ABB system has not been available, but this system has also been recalculated for the same type of gas turbine that is used in the Chemrec case.

We have also added the alternative that the biomass fuel is gasified and used in a combined cycle.

We have furthermore added calculations with the new alternatives implemented in a hypothetical integrated mill with a need for external fuel.

The development of the black liquor gasification processes is different for different alternatives (from pilot/laboratory to industrial demo plant) and the investment calculations have been made with positive assumptions of the systems´ process technical reliability in full size.

The investment cost for all the gasification systems is close to but higher than the conventional system, but within the uncertainty (± 30 % or more) of the gasification processes cost.

The investment for the gasification based systems is estimated at MUSD 142 – 178, compared to MUSD 136 for the conventional recovery. If positive assumptions are made for the development of the gasification systems, with no principal new components, decreasing costs for not yet finally developed processes, the investment cost might be MUSD 20 ± 20 lower

The net power production in the *market pulp mill* is estimated at 150-550 kWh/ADt (25-100%) higher for the gasification systems. This means an annual income of MUSD 7-11 MUSD compared to MUSD 5.5 MUSD for the conventional system with a power price of 30 USD/MWh (23 öre/kWh). With a power price of 50 USD/MWh (38 öre/kWh) the return is MUSD 11-19 per year compared to MUSD 9 MUSD per year for the conventional system.

Other income, above the conventional system may be possible by internal production of process chemicals for modified cooking (and bleaching) e.g. sodium hydroxide and polysulfide. This has not been quantified in the study. Additional operating costs may be increased maintenance in the gasification system (new materials), gas turbine and make-up chemicals (titanate/titanum dioxide)

In the integrated mill a considerable increase of the power production may be achieved by purchasing external biomass fuel, which is gasified and used in a combined cycle. From a power deficit of 185 kWh/ADt a maximum power surplus of 1840 kWh/ADt may be produced. For this an addition of 680 kg/ADt biomass fuel is required.

4 Innehållsförteckning

1 Abstract....2
2 Sammanfattning....3
3 Summary....5
4 Innehållsförteckning....7
5 Bakgrund, studiens syfte....8
6 Beskrivning av processalternativen....9
6.1 Allmänt om processerna....9
6.2 Sodapanna....10
6.3 Titanatprocess med direktkausticering....10
6.3.1 Processbeskrivning av titanatprocessen....11
6.3.2 Processtekniska synpunkter på titanatprocessen. 13
6.4 Högtemperaturförgasning - smälta....14
6.4.1 Högtemperaturförgasning - processbeskrivning....14
6.4.2 Processtekniska synpunkter....15
6.5 Lågtemperaturförgasning - Fluidiserad bädd /Fast fas....16
6.5.1 Processtekniska synpunkter....16
7 Antaganden och förutsättningar....17
7.1 Modellfabrik....17
7.2 Investeringsuppskattning - avgränsningar och noggrannhet....17
8 Energi- och materialbalanser....19
8.1 Direktkausticering med natriumtitanat....20
8.2 Högtemperaturförgasning....20
8.3 Lågtemperaturförgasning....21
8.4 Jämförelse....21
8.5 Integrerad fabrik....22
8.5.1 Tidigare studie....22
9 Ekonomi....24
10 Slutsatser....26
11 Referenser/Litteratur....28

Bilagor

1 Dimensioneringar – Titanatprocessen
2 Sammanfattande data
3 Sodapanna
4 Titanat, trycksatt ångpanna
5 Högtemperaturförgasning, trycksatt ångpanna
6 Lågtemperaturförgasning, trycksatt ångpanna
7 Högtemperaturförgasning, 1100 ºC gasturbin, avgaspanna
8 Högtemperaturförgasning, 1250 ºC gasturbin, avgaspanna

Kompletteringsbilaga, Chemrec och ABB

5 Bakgrund, studiens syfte

Under den senaste 10-årsperioden har en rad tekniska genombrott gjorts inom olika processkoncept för svartlutsförgasning och det är uppenbart att flera av dessa tekniker kan vara ett alternativ till sodapannan i en relativt nära framtid. Någon objektiv teknisk ekonomisk utvärdering av olika förgasningstekniker hade vid projektets tillkomst och inledning inte påträffats i facklitteraturen; en sådan utvärdering bedömdes vara värdefull för ett flertal aktörer.

Under projektets gång 1998, har en relativt detaljerad teknisk-ekonomisk analys och utvärdering av högtemperaturförgasning (Chemrec) och ”indirekt” låg-temperaturförgasning (MTCI/Stonechem) publicerats av E. D.Larson, et.al. (1, 2) grundat på nordamerikanska förutsättningar. Liksom i vår studie gäller E. D.Larsons arbete energibalanser och ekonomiska kalkyler, investerings- och drift-kostnader, grundat på tillgängliga data från laboratorie-, pilot/demoanläggningar för en tänkt nybyggd, ”green-field” sulfatmassafabrik, 1475 ADt/d, med dagens (1997) modernaste industriella processteknik.

Lågtemperaturförgasning i fluidiserad bädd, med eller utan titanat behandlas inte i den amerikanska studien.

För svartlutförgasning med direktkausticering (”titanatprocessen”) har det inte hittills funnits någon teknisk ekonomisk utvärdering i facklitteraturen.

Projektets syfte innebär en noggrann teknisk ekonomisk utvärdering av de olika svartlutsförgasningsprocesserna: Högtemperatur/”Chemrec” (med kalkcykel), lågtemperatur/fluidbädd (med kalkcykel) och svartlutsförgasning kombinerat med direktkausticering (”titanatprocessen”). Resultaten skall jämföras med modern sodapanne- och kausticeringsteknik.

Projektet/Studien har genomförts i samarbete mellan ÅF-IPK AB och
Luleå Tekniska Universitet, Avd.Kemisk Apparatteknik.

6 Beskrivning av processalternativen

6.1 Allmänt om processerna

För att få mest rättvisande jämförelse har vi vid beräkningarna utformat de olika förgasningsprocesserna så lika som möjligt där det inte är principiella skillnader.

Vi har inte gjort någon detaljerad bedömning av processerna ur funktionssynpunkt. Verkliga data finns inte tillgängliga annat än i mycket begränsad omfattning. Redovisade data skall ses som att så här blir det om processerna fungerar som antagits, inte att processerna fungerar som antagits.

I förgasningsfallen har vi antagit att ångdata för högtryckspannorna kan höjas till högre värden än för sodapannan. Förgasningen antas ske med syrgas. Gasen från förgasaren kyls och renas varefter den förbränns i en trycksatt panna som alstrar högtrycksånga. Reningen av gasen sker med ett *speciellt absorptionsförfarande* som *antas* möjliggöra fullständig absorption av H_2S utan att CO_2 absorberas i nämnvärd grad. Absorption av H_2S och CO_2 i grönluten måste minimeras eftersom eljest bikarbonat bildas. Bikarbonatet i sin tur medför extra kalkförbrukning i kausticeringen. Ingen energiförbrukning är medräknad för denna rening. Gasen expanderar sedan i gasturbinen och genererar el. Slutligen kyls avgaserna från gasturbinen i en högtryckspanna/eko.

Gasturbinen är av avancerad typ med en inloppstemperatur på 1100ºC eller alternativt 1250ºC. Vi har inte tidigare vågat räkna med dessa höga temperaturer, då detta kräver extremt ren gas och turbinen sannolikt havererar även vid måttliga problem med gasreningen. Chemrec har i försök nu visat att det går att rena gasen tillräckligt. Om det går att klara gasreningen kontinuerligt tillräckligt effektivt är dock nästa fråga. Vi har dock gjort ansatsen att det skulle vara möjligt att utnyttja dessa avancerade data.

Orsaken till att vi i första hand valt en trycksatt panna som "brännkammare" till gasturbinen är att detta gör det betydligt enklare att kyla avgaserna efter gasturbinen. Om gasturbinen eldas på konventionellt sätt där temperaturen till turbinen regleras med ett stort luftöverskott är det svårt att kyla avgaserna från gasturbinen. Det stora rökgasflödet gör att pannan måste byggas i flera steg med olika trycknivåer för att kunna få ned temperaturen. Det mycket stora rökgasflödet gör att rökgasförlusterna blir stora även vid måttliga rökgastemperaturer.

Slutresultatet blir ungefär detsamma oavsett om en trycksatt panna eller en avgaspanna med flera trycknivåer används. I det senare fallet måste dock systemet specialdesignas för varje enskilt fall. Med den trycksatta pannan kan samma standardkonfiguration användas i alla fall, varför detta bör ge en mera rättvisande jämförelse vid en översiktlig studie som denna.

Vi har dock även beräknat två alternativa fall med högtemperatursystemet (jfr. ”Chemrec”), där gasturbinen har en vanlig brännkammare som ger 1100ºC eller 1250ºC till turbinen, och med en efterföljande atmosfärisk avgaspanna

I förgasningsberäkningarna antas allt alkali vara i form av natrium. För att kunna fungera i slutna fabriker som KAMs referensfabrik krävs att dels vissa mängder av K och Cl kan accepteras i luten, dels att dessa ämnen kan blödas ut på ett effektivt sätt. I beräkningar ingår inga åtgärder för detta, utan det antas kunna ske med obetydlig energiåtgång.

6.2 Sodapanna

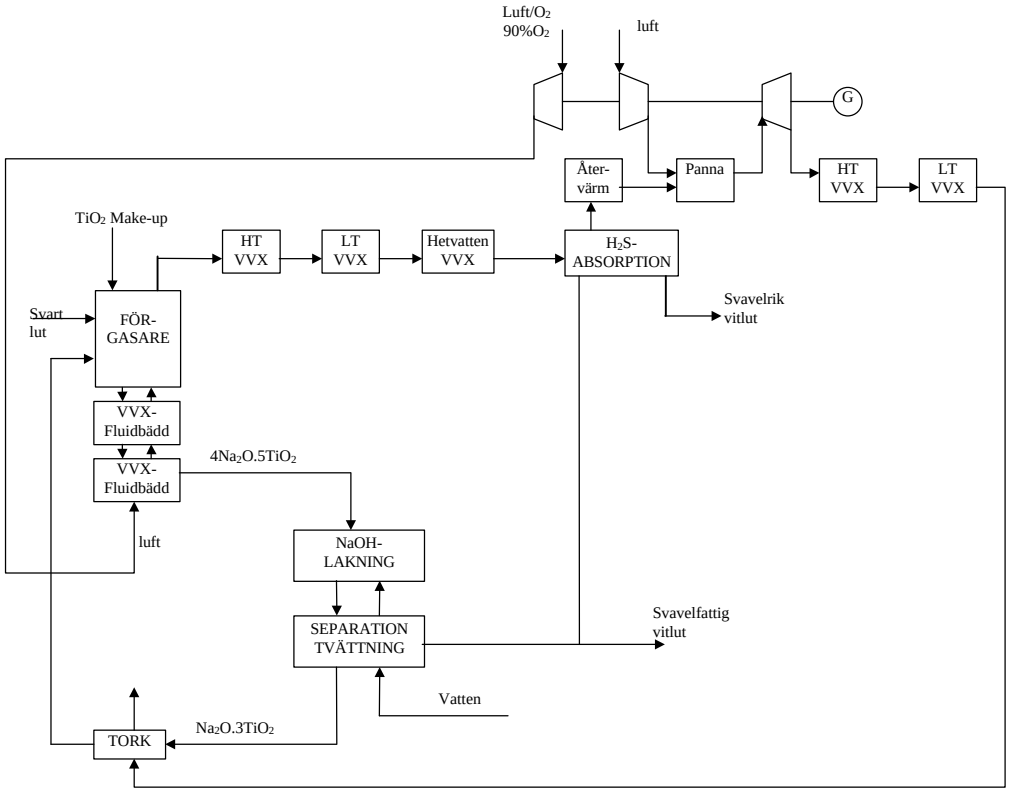
Denna används som jämförelseprocess och är helt konventionellt utformad.

6.3 Titanatprocess med direktkausticering

I titanatprocessen ersätts sodapannan med en svartlutsförgasare och kalkcykeln med en sk titanatcykel, dvs kausticeringen av natriumkarbonatet sker med hjälp av natriumtrititanat istället för med kalk. Denna metod kallas också direktkausticering då natriumkarbonaten kausticeras i förgasaren. Med detta förfarande elimineras en separat mesabränningsanläggning.

6.3.1 Processbeskrivning av titanatprocessen

Ett enkelt processchema för titanatprocessen kan ses i figur 1.



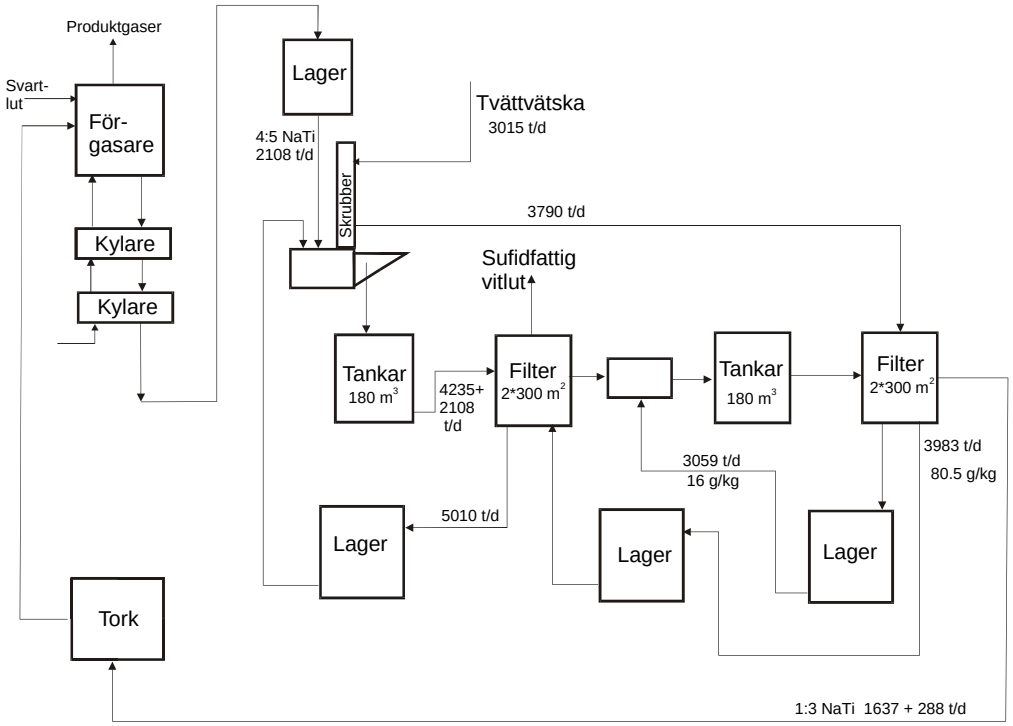
Figur 1. Svartlutsförgasningsprocess med direktkausticering.

Svartluten förs till förgasaren där det organiska materialet förgasas och natrium-karbonaten reagerar med recirkulerad natriumtrititanat. Temperaturen i förgasaren har i denna studie antagits vara 850°C, men kan säkert vara mellan 800°C och 920°C. Förgasningen sker i en fluid-bädd reaktor. Som fluidisations- och oxidationsmedel används luft som komprimerats och förvärmts från 445°C till 850°C genom direkt värmeväxling med den utgående fasta produkten från förgasaren, dvs 4:5 natriumtitanat. Detta sker i två seriekopplade fluidiserade bäddar. Vid förgasningen sker en uppdelning av svavlet i svartluten, vilket sedan gör att två vitlutar med olika sulfiditet kan erhållas. Pilotförsök har visat att ca 80% av svavlet i svartluten avgår som H_2S med gasfasen och resterande 20% stannar i den fasta fasen företrädesvis i form av Na_2S. Vid kausticeringen, som sker i förgasaren, bildas huvudsakligen fast 4:5 natriumtitanat och CO_2, se reaktion 1 nedan. Den bildade 4:5 natriumtitanaten lakas vid ≈100°C med vatten varvid vitluten med låg sulfiditet och fast 1:3 natriumtitanat bildas (reaktion 2). Lakningen genomförs i en motströms 2-stegs lakningsanläggning (figur 2). Då det är önskvärt att erhålla så hög koncentration på luten som möjligt är det praktiskt att genomföra lakningen i ett platt- och ramfilter eller ett kammarfilter. Mellanliggande tankar ger en extra uppehållstid som möjliggör att lakningen påbörjas vid så hög natriumhydroxidkoncentration som möjligt. Vid en temperatur av 100°C kan en natriumhydroxidkoncentration av 190-200 g/kg erhållas. Efter lakningen torkas och recirkuleras den fasta fasen (natriumtrititanatet) till den fluidiserade bädden. Flödena i figur 2 härrör från materialbalansräkningar för de förhållanden och kapacitet som varit

utgångspunkten i detta projekt. Natriumhydroxidkoncentrationen hos den sulfidfattiga vitluten har antagits vara 190 g/kg lösning.

$$7\ Na_2CO_3\ (s) + 5\ (Na_2O{\cdot}3TiO_2)\ (s) \leftrightarrow 3\ (4Na_2O{\cdot}5TiO_2)\ (s) + 7\ CO_2\ (g) \quad (1)$$

$$3\ (4Na_2O{\cdot}5TiO_2)\ (s) + 7\ H_2O \leftrightarrow 14\ NaOH\ (aq) + 5\ (Na_2O{\cdot}3TiO_2)\ (s) \quad (2)$$



Figur 2. Lakningsanläggningen.

Gasen från förgasaren renas från medryckta partiklar i en cyklon och partiklarna återförs till den fluidiserande bäddden. Gasen kyls sedan i tre steg till 80 ºC under produktion av HT-ånga, LT-ånga och hetvatten, och kan därefter renas från H_2S (figur 1). För separation av H_2S finns några olika metoder. Det som ligger närmast till hands är ett system där H_2S selektivt absorberas i en aminlösning vid högt tryck, detta följs av desorption av H_2S vid lågt tryck (sk swing absorption). Då erhålls en starkt koncentrerad H_2S-gas som enkelt kan absorberas i en alkalisk lösning, t ex en sidoström av vitluten med låg sulfiditet som bildats vid lakningen av titanatet, och en vitlut med hög sulfiditet erhålls. När produktgasen renats från H_2S återvärms den till 110 ºC varvid den blandas med komprimerad luft/O_2 och förbränns. De heta rökgaserna passerar en turbin, som driver luftkompressorerna och en generator som genererar elenergi. Efter turbinen kyls gasen i två steg under produktion av HT- och LT-ånga. Gasen används sedan för att torka natriumtrititanatet som recirkuleras.

Titanatprocessen har flera fördelar, bl a är barlasterna i systemet mycket låga, speciellt av natriumkarbonat. Det är också möjligt att erhålla en vitlut med hög koncentration av natriumhydroxid och även vitlutar med olika sulfiditet pg a uppdelningen av svavel som sker i förgasaren. Vidare kräver processen inget externt bränsle, och kausticeringen i

titanatprocessen sker energitekniskt sett på ett mer fördelaktigt sätt än vid konventionell kausticering då reaktionerna (1) och (2) båda är endoterma. En kort redogörelse för tillvägagångssättet vid dimensioneringen av utrustning för titanatprocessen ges i bilaga 1.

6.3.2 Processtekniska synpunkter på titanatprocessen.

Under de senaste åren har en mängd studier gjorts i ett samarbetsprojekt mellan Chalmers tekniska högskola/Luleå tekniska universitet och University of New Brunswick. Dessa har publicerats vid olika konferenser och i olika tidskrifter. En mängd frågetecken har rätats ut men fortfarande återstår det dock en del frågetecken, ”gamla” så väl som nya. Nedan ges en kortfattad sammanfattning på problemställningar som vi inte har fullständigt svar på samt avsnitt där vi vet att vi har bra data.

1. Ett relativt stort frågetecken har vi kring svavelavgången i förgasningsanläggningen. De termodynamiska beräkningarna pekade på en fullständig konvertering till svavelväte. Försök gjorda i pilotbädden (liten pilotanläggning) i New Brunswick visar dock att svavelväteavgången lång ifrån var fullständig. Det bör tilläggas att det tidvis var relativt stora problem med driften av pilotanläggningen. Det är således oklart om skillnaden mellan de teoretiska beräkningarna och experimenten beror på osäkerheter i de teoretiska beräkningarna eller på driftsproblem med fluidbädden. Detta är ett relativt stort frågetecken eftersom en av de stora fördelarna med titanatprocessen är att sulfidfri vitlut kan framställas.

2. Ett annat frågetecken är kinetiken i den varma delen, det vill säga för-gasnings/kausticeringsdelen. Vid försök gjorda på CTH framkom att reak-tionshastigheten är relativt hög. Under dessa försök var det en god omblandning/kontakt mellan reaktanterna, det vill säga natriumkarbonat och 1:3 natriumtitanat. Vi kan beskriva kinetiken från dessa försök med en shrinking-core modell. Reaktionshastigheten i fluidbädden var betydligt lägre. Det vi kom fram till var att det hastighetsbestämmande steget i fluidbädden var den tid det tog för reaktanterna att komma i kontakt med varandra. Den tekniska lösningen på problemet är att impregnera 1:3natriumtitanatet med svartlut och därmed skapa god kontakt. Hur detta skall lösas i praktiken återstår dock att komma fram till. Här behövs praktiska försök. **Vad beträffar reaktionen mellan natriumkarbonat och 1:3 natriumtitanat är det dock inga frågetecken.**

3. Ett annat område som för närvarande saknar teknisk lösning är inmatning av svartlut-1:3 natriumtitanatblandningen. Konsistensen hos denna blandning torde närmast likna en ”pasta”. Hur denna skall matas in i förgasaren är inte klarlagt. En lösning är givetvis att torka blandningen och med pneumatik föra in det torra pulvret i förgasaren. Även andra lösningar skulle kunna vara möjliga. Här krävs vidare studier.

4. Vi vet att det fasta materialet sintrar under förgasningen, vi har dock ingen direkt erfarenhet hur sintringsgraden påverkar det efterföljande lakningssteget. Detta bör givetvis undersökas.

5. Inverkan av processfrämmande ämnen är ett stort vitt fält som måste undersökas i framtiden. Av primärt intresse är givetvis om kalium kan ersätta natrium i titanatföreningarna. Antagligen är detta möjligt, men undersökningar krävs för att verifiera detta. Andra ämnen av stort intresse är de vanligaste oorganiska ämnena i veden: kalcium, magnesium, mangan, fosfor kisel, aluminium, järn etcetera.

6. När det gäller lakning av natriumhydroxid från pentatitanat har vi bra data för såväl jämvikten som den grundläggande kinetik. Vi vet att reaktionen är endoterm och att vi kan få natriumhydroxidhalter på över 200 g/kg lösning vid 100°C. Den grundläggande kinetiken går att beskriva med en speciell typ av shrinking-core modell som vi utvecklat inom ramen för projektet. Vi har några mindre fenomen att förklara då det gäller kinetiken vid lakning från en filterkaka.

7. Filtreringsförsök har visat att trititanatet som erhålls efter lakningen har ett filtreringsmotstånd som är av samma storleksordning som för mesa.

En relevant beskrivning av det tekniska läget är att vi vet att processens kemi fungerar som det var tänkt från början. När det gäller lakning av natriumhydroxid från pentatitanat har vi god kontroll över vad som händer och hur processen skall se ut. När det gäller den varma delen, i detta fall förgasaren/kausticeringsenheten, har vi dock fortfarande ett antal frågetecken som måste besvaras innan det går att bedöma om processidén är bärkraftig eller ej. Dessa frågor rör främst svavelavgången, kinetiken i en fluidbädd, inmatning av svartlut-1:3 natriumtitanat och processfrämmande ämnen.

6.4 Högtemperaturförgasning - smälta

Medströms högtemperaturförgasning med smältabildning, och störtlösare är i form av Chemrec (3) den enda av processerna som lämnat idéstadiet och är någorlunda utprovad om än inte i fullskala. Genom störtkylningen av smältan kan ingen HT-ånga produceras i gaskylningen utan endast LT-ånga (vid högre tryck/temperatur även MT-ånga). Det skall påpekas att den utformning av processen, i två varianter som här redovisas, bygger på på publicerad och
tillgänglig information fram till början av 1998 och inte helt överensstämmer med det koncept som Kvaerner Chemrec senast (i AssiDomän Kraftlinerprojektet) uppställt.

6.4.1 Högtemperaturförgasning - processbeskrivning

Svartlut av 75 % torrhalt införs upptill, ångatomiseras och förgasas i den vertikala förgasningsreaktorn vid 20 bars tryck och 950ºC temperatur. Syrgas tillförs vid en syre/bränslekvot om 0,4.
Produktgas och smältadroppar bildas och upplöses i störtlösaren (”quenchen”) under reaktorrummet vid temperatur ca 200ºC. Svaglut och återcirkulerad grönlut tillförs som

lösningsmedel. Ett grönlutflöde dras av, kyls, ”flashas” och förs till grönluthantering och kausticering. Produktgasen kyls i (kondenserande) värmeväxlare och lågtrycksånga genereras. Den kylda gasen förs till gasreningssystemet, som baseras på aminer som lösningsmedel (fysikalisk lösning) och innehåller två steg med absorption och desorption. H_2S-gas (och något CO_2) återförs till lutsystemet genom en vitlutsskrubber. (Vid svavelöverskott kan det tas ut ur systemet till ex.vis en Clausanläggning för polysulfidgenerering eller annat).

Den renade gasen återvärmes/värmeväxlas och förs till den trycksatta ångpannan för generering av högtrycksånga och därefter till gasturbinen med en inloppstemperatur av 1100ºC. (Detta systemval motiveras närmare i avsnitt 8 om energibalanserna.)

Alternativt förs gasen till gasturbin via vanlig förbränningskammare med inloppstemperatur till turbinen om 1100ºC, eller 1250ºC. I detta fall följer därefter en avgaspanna för ånggenerering i två steg, högtrycks- och lågtrycksånga; högtrycksångan förs till turbin.

6.4.2 Processtekniska synpunkter

För processens funktion är bl a följande punkter viktiga.

1. Lutatomisering för att erhålla snabb förgasning av det organiska materialet (kol) och bildning av smältadroppar.

2. Reaktorutformning och kylning av reaktorn vs. inmurning: Båda alternativen finns fortfarande i bilden och under viss utveckling. Kylning kan ske i huvudsak som vid förgasning av askrikt stenkol (en industriell anläggning i Tyskland finns) med en kylskärm bestående av t ex stiftade tuber med pålagd Al-oxidmassa (och efterhand stelnat smältaskikt). Inmurning förutsätter smältaresistent material (typ sintrad Al-oxid) samt en kyld övergång, ”kylring”, till störtlösardelen; denna kylring har varit ett problem, numera möjligen löst, vid den atmosfäriska Chemrecreaktorn i New Bern, N C , USA.

3. Svavelfördelning mellan smältadroppar/grönlut och gasfas i reaktorn och störtlösaren: Denna fördelning styrs ytterst av den kemiska jämvikten och av pyrolys/förgasningskinetiken vid aktuell temperatur (t ex 950° C vid förgasningen, ca 200 ^{o}C i störtlösaren).

4. Gasreningen skall absorbera H_2S, samt desorbera och separera H_2S och CO_2 (och COS). Nu tillgängligt fysikaliskt, aminbaserat system kan antas klara detta. Dock finns ännu inte, veterligen, ett sådant system provat i industriell skala på produktgas från svartlutförgasning.

Slutligen skall H_2S absorberas i grönlut (ev bilda högsulfiditetsgrönlut).

6.5 Lågtemperaturförgasning - Fluidiserad bädd /Fast fas

Denna process (”ABB”)(4) har medtagits som ett exempel på lågtemperaturförgasning, ca 700°C, i fluidiserad bädd. Bäddmaterialet är här i huvudsak Na_2CO_3. Stoftavskiljning antas kunna ske torrt och gasen kyls därefter under produktionen av såväl HT- som LT-ånga och renas därefter i en skrubber med internt genererad sodalösning eller ett absorptions/desorptionssystem liknande ”Chemrecs” (se 3.4).

Det bildade stoftet - som till största delen alltså är soda - avskiljs således i cykloner och löses upp i vatten eller ”svaglut” utanför reaktorn. Konceptet kan antas ge möjlighet till internproduktion av en delström nästan svavelfritt alkali. Processen har provats i mindre pilotskala av ABB.

6.5.1 Processtekniska synpunkter

Bl a följande punkter kan antas vara viktiga för processens funktion.

1. Svavelavgång (främst H_2S och lite COS) till gasfas i förgasningsreaktorn: Blir enligt kemisk jämvikt nästan 100-procentig, men enligt pilot/kinetikförsök lägre; d v s sodafasen kommer att även innehålla natriumsulfid, Na_2S.

2. Gasreningen skall absorbera den i detta fall stora mängden H_2S, samt desorbera och separera H_2S och CO_2 (och COS). Nu tillgängligt fysikaliskt, aminbaserat system antas klara detta. Dock finns ännu inte, veterligen, ett sådant system provat i industriell skala på produktgas från svartlutförgasning.

Slutligen skall H_2S absorberas i grönlut (ev bilda högsulfiditetsgrönlut). Viss bikarbonatbildning kommer att ske, vilket leder till ökad kalkförbrukning, upp till 50 % mer än i en konventionell kausticering. Motsvarande ökat mesabränningsbehov leder till ökad investeringskostnad.

3. Agglomerering och sintring av bädden måste undvikas, d v s god temperatur- och flödesstyrning av denna krävs.

4. Materialval, inte minst i den torra gas-stoftseparationen med hänsyn till risken för erosion-korrosion .

5. Hantering av produktgasström under tryck med hög halt svavelväte.

7 Antaganden och förutsättningar

7.1 Modellfabrik

Som bas för studien valdes den modellfabrik för helblekt avsalusulfatmassa, 1000 ton/d, som används som basreferens i KAM-programmet (MISTRA) (5)
d v s bästa tillgängliga teknik i dag. Fabriken producerar TCF-blekt avsalumassa av barrved. Bilaga 2 ger en sammanfattning av de viktigaste data för fabriken. Mesaugnen eldas i förekommande fall med bark. Erforderlig barkmängd till mesaugnen har anpassats efter kausticeringsbehovet i respektive process. Återstående bark eldas i en konventionell barkpanna. Ånga som inte behövs i processen utnyttjas för elproduktion i en kondensturbin.

Vi har inte uppskattat behovet av elförbrukning i lutförgasningsprocesserna utan antagit att elbehovet är detsamma oavsett process. Det slutliga måttet på hur pass energieffektiva de olika förgasningsprocesserna respektive sodapannan är blir då den totala elgenereringen. Fabrikens elförbrukning är 790 kWh/ADt, med ”konventionell” återvinning och med ”on-site” oxygenproduktion för fiberlinjens och ozongeneratorns behov. Fabrikens processångförbrukning är 10 GJ/ADt.

7.2 Investeringsuppskattning - avgränsningar och noggrannhet

Kalkylen/uppskattningen har avgränsats till avsnittet ”tjocklut till vitlut och energi” dvs.

- sodahus resp. svartlutsförgasare och gasupparbetning
- ång-kraftcentral, inkl. barkpanna (och i förgasningsfallet kompressorer/gasturbin och ångpanna/avgaspanna med kringsystem)
- kausticering resp. titanathantering.

Med ”noggrann utvärdering” enligt studiens syfte (se ovan) avses att bästa möjliga uppskattning av investering och andra kostnader och intäkter görs på basis av tillgängliga laboratorie/pilot- och industriella data, och att en bedömning av osäkerhetsinvervall görs för respektive processteknik.

För den konventionella återvinningsprocessen blir kostnadsuppskattningen givetvis, inom ramen för givna förutsättningar, relativt noggrann, liksom energi- och materialbalansen. Investeringskostnaderna är hämtade från aktuella ”green-field” projekt eller stora ombyggnadsprojekt med nya sodahus, m.m. För sodahus, sodapanna, elfilter etc. på planerad grund ligger variationsbredden på 70-75 MUSD, med hänsyn tagen till

speciella omständigheter (och med kurs 7.50 SEK/USD). För omräkning från andra kapaciteter har exponenten 0,6 använts.

För de förgasningsbaserade systemen är vissa delprocesser ”konventionella”, såsom barkpanna, kausticering och mesaugn (utom i titanatfallet), ångturbin och kan därför uppskattas med i princip samma noggrannhet som i det konventionella fallet. Vissa andra komponenter innebär industriell teknik som är väsentligen känd och tillämpad på annat håll, såsom oxygenanläggning, gasrening (aminsystem), gasturbin, ångpanna eller avgaspanna.

De viktiga processkomponenter där industriell design- och drifterfarenhet väsentligen saknas är trycksatt förgasningsreaktor (för Chemrec-/högtemperaturförgasning finns pilotdata) respektive titanathantering (lab/pilotdata finns).

Vidare saknas givetvis, i industriell skala för trycksatt lutförgasning, erfarenhet av systemet som helhet. Ett påslag för diverse ospecificerad utrustning är därför motiverat för hela *förgasningsdelen*. Det har i studien schablonmässigt satts till 15 %. I kalkylen för det konventionella återvinningssystemet ingår dessa kostnader i övriga poster.

Om i framtiden efter ”n” industriella installationer inga större *principiella* förändringar av resp. processteknik för lutförgasning skulle uppkomma kan man anta att optimering av design och drift ger en generell minskning av investeringen i förgasnings/kausticeringsdelen (kanske 20-30 %) inte minst i delprocesser som förgasare och titanatsystem. Detta enligt historisk erfarenhet av utveckling och introduktion av processteknik i industrin.

8 Energi- och materialbalanser

Massafabriken är utformad som Mistras referensfabrik i KAM-programmet. Fabriken producerar TCF-blekt avsalumassa av barrved. Bilaga 2 ger en sammanfattning av de viktigaste data för fabriken.

Grundläggande för den valda jämförelsen är att *utifrån en given bränslemängd*, svartlut och fallande bark, se hur mycket energi som blir över när massafabriken tagit sitt. För att kunna jämföra överskott av el och ånga har all överskottsånga använts för att producera el i en kondensturbin. På så sätt har vi fått en enkel jämförelse av energieffektiviteten. Från en *given resurs har vi sett hur mycket el som kan avyttras externt* när fabrikens behov tillgodosetts.

Mesaugnen eldas i förekommande fall med bark. Erforderlig barkmängd till mesaugnen har anpassats efter kausticeringsbehovet i respektive process. I den konventionella processen går ungefär hälften av barken till mesaugnen, medan förgasningsalternativen utan direktkausticering förbrukar upp till 75% av barken. Återstående bark eldas i en konventionell barkpanna. Ånga som inte behövs i processen utnyttjas för elproduktion i en kondensturbin.

Möjligheten till uppdelning av vitluten i olika sulfiditetsnivåer har inte utnyttjats. Vitluten är i huvudsak densamma i förgasningsalternativen som i den konventionella fabriken. I titanatprocessen har dock utnyttjats möjligheten att göra en starkare vitlut samt att kausticeringsgraden är i princip 100%. Den starkare vitluten har antagits kunna utnyttjas i koket genom spädning med tunnare svartlut. Titanatprocessen ger därigenom ett mindre indunstningsbehov av svartlut. Den höga kausticeringsgraden ger en mindre barlast.

Förgasningen antas ske med syrgas i samtliga fall. Förgasaren förbrukar stora mängder syrgas och elförbrukningen för syrgasframställningen, 160-180 kWh/ADt, ingår därför i fabrikens elförbrukning.

Utformningen av respektive förgasningsalternativ finns närmare beskrivet i kapitel 6 och i den energitekniska redovisningen i figurerna i bilagorna 4-8.

8.1 Direktkausticering med natriumtitanat

Vid direktkausticering med natriumtitanat ersätts kalkcykeln av att natriumtitanat cirkulerar genom sodapannan eller förgasaren.

Kalkförbrukningen i den konventionella kausticeringen varierar mellan 260 kg/ADt för den konventionella sodapannan och 400 kg/ADt för ABB-processen. Vid direktkausticering blir titanatmängden till förgasaren 1500 kg/ADt. Det blir alltså mycket stora mängder fast material som skall cirkulera via förgasaren. För att i görligaste mån nedbringa de energimässiga nackdelarna med detta har vi dels torkat titanatet till 100% torrhet med överskottsvärme i rökgaserna från pannan, dels har utgående titanat använts till förvärmning av ingående syre till förgasaren.

Den torra processen utan störtkylning medför att gasen från förgasaren kan användas för att producera HT-ånga. Se vidare blockschema i bilaga 4.

8.2 Högtemperaturförgasning

Detta förgasningsalternativ innebär en medströms smältabildande förgasare och störtkylning (jf. ”Chemrec”) och det antas att förbränningen i sker i en trycksatt panna eller en gasturbin. Vilken metod som är fördelaktigast beror till stor del på hur högt man kan gå med temperaturen in till gasturbinen. Vid låga temperaturer som i de “konventionella” PFBC-anläggningar som ABB säljer är det mest fördelaktigt med en trycksatt panna. I själva verket skulle temperaturen ut från gasturbinen bli så låg att överhettad HT-ånga inte kan genereras utan kraftig tillsatseldning för att höja temperaturen till avgaspannan. Vid låga inloppstemperaturer blir dessutom luftöverskotten mycket höga, varvid rökgasförlusterna stiger.

Då vi är tveksamma till möjligheterna att få acceptabel driftsäkerhet vid mycket höga inloppstemperaturer har vi tidigare räknat med måttliga inloppstemperaturer och följaktligen valt en trycksatt panna som det mest fördelaktiga.

Vid extrema inloppstemperaturer till gasturbinen, som exemplet vi tagit med på 1250ºC blir avgastemperaturen från gasturbinen så hög att det går bra att generera högtrycksånga. Vårt baskoncept ligger på 1100ºC in till turbinen, vilket i sammanhanget idag får betraktas som högt men inte extremt. I detta fall går det teoretiskt att göra HT-ånga utan tillsatseldning i avgaspannan, men temperaturdifferensen blir egentligen för låg.

För jämförelsens skull har vi dock som beräkningsexempel tagit med två fall med högtemperaturförgasning utan trycksatt panna där vi räknar med 1100ºC respektive 1250ºC in till gasturbinen.

En nackdel med Chemrec/högtemperaturprocessen är att det värme som finns i förgasaren vid 900ºC genom störtlösaren sänks till ungefär 200ºC. Detta medför att det inte går att producera HT-ånga vid kylningen av gasen från förgasaren.

8.3 Lågtemperaturförgasning

ABB utvecklade tidigare en lågtemperaturprocess med förgasning i en fluidiserad bädd. ABB driver idag, så vitt vi vet, ingen vidare utveckling. Vi har dock låtit ABB stå som exempel på en lågtemperaturprocess där förgasningen sker i en fluidiserad bädd vid så låg temperatur att bädden inte sintrar.

Den torra processen utan störtkylning medför att gasen från förgasaren kan användas för att producera HT-ånga.

8.4 Jämförelse

Jämförelsen av de olika alternativen sammanfattas i tabellen nedan. Detaljerade energibalanser finns redovisade i bilagorna 3-8.

Tabell 1 Energibalanser

		Konventionell sodapanna	Lutförgasning NaTi	Lutförgasning Högtemp	Lutförgasning Lågtemp	Lutförgasning Högtemp	Lutförgasning Högtemp
			Trycksatt panna	Trycksatt panna	Trycksatt panna	Avgaspanna	Avgaspanna
Högtrycksånga							
tryck	bar(e)	78	100	100	100	100	100
temperatur	ºC	485	520	520	520	520	520
Förgasare							
tryck	bar(a)		20	20	20	20	20
temperatur	ºC		850	950	700	950	950
O_2-halt i "luft" till förgasare	%		90	90	90	90	90
O_2-förbrukning i förgasare	kg/ADt		639	642	544	642	642
Gasturbin							
temperatur in	ºC		1 100	1 100	1 100	1 100	1 250
Producerad ångvärme							
HT-ånga	GJ/ADt	19.2	16.9	13.8	15.8	6.0	7.0
LT-ånga	GJ/ADt	0.0	1.1	4.3	1.1	7.1	6.5
Summa ånga	GJ/ADt	19.2	17.9	18.1	16.9	13.2	13.6
Kalkbehov till kausticering	kg/ADt	258	0	350	396	350	350
El							
Mottryckturbin	kWh/ADt	1 088	1 023	816	944	313	377
Kondenssvans	kWh/ADt	280	300	333	226	143	154
Gasturbin	kWh/ADt	0	539	552	594	1 337	1 396
Summa producerad el	kWh/ADt	1 368	1 862	1 701	1 764	1 793	1 927
Förbrukad el	kWh/ADt	-791	-976	-976	-949	-977	-977
Såld el	kWh/ADt	**577**	**886**	**725**	**815**	**816**	**950**

Elförbrukningen för de olika lutförgasningsprocesserna har inte studerats i detalj, förutom den el som behövs för att framställa erforderlig syrgasmängd till förgasningen, 0.29 kWh/kg O_2. I balansen ingår genomgående 90+60=150 kWh/ADt för pannhus, kausticering och mesaombränning. Tanken är att sodapannan ungefär motsvarar förgasaren med gasrening och H_2S absorption. I titanatfallet antas titanathantering inklusive värmeåtervinning i fluidiserade bäddar och torkning motsvara kausticering och mesaugn, inkl biobränsletork, 60 kWh/ADt.

Resultatet av de olika alternativen är hur mycket el som man kan sälja. Jämfört med den konventionella sodapannan ökar mängden såld el med 150 till 300 kWh per ton massa för alternativen med trycksatt panna. För extremfallet med 1250ºC till gasturbinen och avgaspanna blir ökningen 375 kWh/ADt.

8.5 Integrerad fabrik

Jämförelsen har här gjorts för en avsalumassafabrik där det föreligger ett energi-överskott i fabriken från interna bränslen. I en integrerad fabrik föreligger normalt ett energiunderskott, varför externa bränslen måste köpas in. En jämförelse mellan konventionell sodapanna och lutförgasning ger vid hand att det är möjligt att producera betydligt mera el i förgasningsfallet, men samtidigt ökar också mängden inköpt bränsle kraftigt.

Frågan är då hur producerad el skall värderas mot inköpt bränsle. I avsalumassafabriken är det naturligt att använda bränslet till kondenskraftproduktion, dels pga det är ett energiöverskott från enbart luten dels pga kostnaden för att transportera bort barken. I den integrerade fabriken med lutförgasning måste det extra bränslet transporteras till fabriken. I detta fall kommer lutförgasningsfabriken sannolikt att konkurrera med en mer energieffektiv användning av biobränslet än för kondenskraftproduktion.

Ur ett nationellt perspektiv blir då slutsatsen att lutförgasningen har den största konkurrenskraften i en avsalumassafabrik där den kan användas för att öka elproduktionen från befintligt bränsle. Man utnyttjar då överskottsbränsle som annars vore svårt att på platsen använda till annat än kondenskraftproduktion med låg verkningsgrad.

8.5.1 Tidigare studie

I en tidigare NUTEK-rapport (6) jämfördes både avsalu- och integrerade fabriker (1000 ton/d sulfatmassa) med konventionell resp. förgasningsbaserad (i detta fall luftdriven) återvinning. Det antogs att den integrerade fabriken hade ett utöver massabruket tillkommande (netto) ång- och elbehov om ca.6 GJ/ADt resp. 600 kWh/ADt.

Fabriken krävde externt biobränsle, motsvarande ca. 0,5 tts/ADt i de närmast jämförbara lutförgasningsfallen vilket gav en bruttoproduktion el om mer än 2000 kWh/ADt enligt modellen, dvs. omkring 1000 kWh/ADt (100 %) mer än det konventionella systemet sodapanna och mottrycksturbin (som dock förbrukade endast ca. 0,1 tts/ADt externt biobränsle). Av de extra 0,4 tts bränsle, motsvarande 1800 kWh i effektivt värmevärde,

får man 1000 kWh mer el.Detta är följaktligen en ovanligt effektiv användning av bränslet för elproduktion.

9 Ekonomi

Investeringskostnader och vissa tillkommande driftkostnader och nettointäkter (elproduktion) har uppskattats. Det har ingått i förutsättningarna för studien att det är fråga om att värdera processteknik som ännu inte finns tillgänglig i etablerad industriell tillämpning. Det innebär att man även måste uppskatta det osäkerhetsintervall som kostnadsuppskattningen innehåller, samt att bedöma ”trimningspotentialen” från industriell demonstrationsanläggning till ”n:te” (säg 4-5:te, etc.) fullskalig produktionsanläggning.

Lutförgasningssystemen föreligger i dag i olika utvecklingsstadier (allt från liten pilot/laboratorieanläggning till industriell demo) och investeringsskattningarna har gjorts med (positiva) antaganden om systemets processtekniska funktion i full skala.

Investeringskalkyler (-uppskattningar) för nybyggda anläggningar på planerad mark har gjorts med de antaganden och förutsättningar som angivits ovan (avsnitt 9) dvs. avser processavdelningarna sodahus, ång-kraftcentral, barkpanna och kausticering/mesaugn i det konventionella fallet, som utgör referens. På motsvarande sätt gäller kalkylen/skattningen, i övriga fall, lutförgasare och gasupparbetning, ång-kraftcentral med kompressor, gasturbin och ångpanna eller avgaspanna, barkpanna, samt kausticering/mesaugn (alternativt titanatsystem).

Följande alternativ har behandlats (se även avsnitt 7).

- Konventionellt system sodapanna, etc;
- Svartlutförgasning med direktkausticering med titanat, ång-kraftcentral med (trycksatt) ångpanna, inloppstemperatur till gasturbin 1100ºC;
- Svartlutförgasning vid låg temperatur (700ºC) i fluidiserande bädd, i övrigt som föregående men med konventionell kausticering;
- Svartlutförgasning vid hög temperatur (950°C), ång-kraftcentral med (trycksatt) ångpanna , inloppstemperatur till gasturbin 1100°C, konventionell kausticering;
- Svartlutförgasning vid hög temperatur (950ºC), inloppstemperatur till gasturbin 1250ºC, konventionell kausticering/mesaugn.

Investeringskostnaderna redovisas i Tabell 2 där även tillhörande kapacitetsdata och referenser för resp. kalkyl/skattning anges.

Tabell 2 Investeringskostnader

1000 ADt/d		Sodapanna		Trycksatt panna 1100 °C till gasturbin						Avgaspanna 1250 °C till gasturbin	
		Konventionell		Förgasn NaTi		Förgasn Högtemp		Förgasn Lågtemp		Förgasn Högtemp	
		kap	MUSD	kap	MUSD	kap	MUSD	kap	MUSD	kap	MUSD
1 Sodapanna etc	t/d	1 800	72								
2 Barkpanna	t/h	18	10	38	16	10	7	7	6	10	7
3 Mesaugn	t/d kalk	258	7	0		351	8	395	9	351	8
4 Barktork för mesaugn	t/d kalk	258	7			351	8	395	9	351	8
5 Kausticering	m3/d	3 600	24			4 800	29	5 500	32	4 800	29
6 Ångturbin	MW	57	16	55	15	48	14	49	14	22	9
Förgasning											
7 O2-fabrik, 30% överkapacitet	t/d			832	23	832	23	709	21	832	23
8 Svartlutpumpar HT, NaTi inmatn.					5		3		3		3
9 Förgasare	TS, t/d			1 660	14	1 800	14	1 800	14	1 800	14
10 Gasrening, H2S-separering					15		15		15		15
11 H2S-skrubber abs H2S i lut					1		1		1		1
12 Värmeväxlare, syrafasta	MW			44	5	64	6	36	4	64	6
13 Gasturbin	MW			23	17	23	17	25	18	58	30
14 Gaspanna	MW			110	6	107	5	178	7	95	10
15 Övrigt förgasning 15%					13		13		13		15
16 Titanat, våt hantering					9						
17 Titanat tork	NaTi, t/d			1 500	4						
Summa			136		142		164		165		178

1-6, enligt ÅF-IPKs erfarenhet från olika projekt, baserat på offerter och verkliga kostnader
7 E.L., skalat kapacitet$^{0.6}$
8 E.L., skalat lagt på 2 MUSD för in- och utmatning Titanat
9 E.L., skalat
10 E.L., acid gas scrubber scenario 2
11 E.L., gissat ÅF-IPK
12 grovt uppskattat ÅF-IPK
13 beräknat från GTW Handbook 1997, vid 70 MW 270USD/kW *1.5*1.3=30 MUSD för 58MW 1.5 från leverans till komplett med fundament, el mm 1.3 för engineering frakt räntor mm, stämmer väl med Bechtels skattning i E.L., 70 MW 33 MUSD
14 E.L skalat för avgaspanna, trycksatt panna antas kosta hälften
15 påslag för oförutsedda delar
16 uppskattat av H Thelander
17 uppskattat ÅF-IPK med utgångspunkt från LMD mesatork
Anm.Om inga principiella ändringar av förgasningsprocesserna efter n industriella anläggningar (n> 5) Investering 20+/-20' MUSD lägre
E.L. = Eric Larson, 1998 International Chemical Recovery Conference

Investeringskostnaden för samtliga lutförgasningsbaserade system hamnar över men nära nyinvesteringen för ett konventionellt system, dvs. i stort sett inom det osäkerhetsinvervall (± 30 % eller mer) som bedöms föreligga för förgasningssystemens kalkyl.

Närmare bestämt uppskattas investeringen för de lutförgasningsbaserade systemen bli 142 - 178 MUSD att jämföra med den konventionella återvinningens 136 MUSD. Om positiva antaganden görs om den industriella kostnadsutvecklingen för förgasningssystemen - inga principiellt nya processkomponenter, sjunkande investeringskostnad för de ännu ej färdigutvecklade delprocesserna förgasarreaktor, kringsystem - så kan investeringskostnaderna eventuellt bli 20 ± 20 MUSD lägre.

Nettoelproduktion uppskattas, enligt avsnitt 7 ovan bli 150-375 kWh/ADt (25-65 %) större för lutförgasningssystemen. Detta innebär 7-9 MUSD i årliga intäkter, jämfört med 5,5 MUSD för det konventionella systemet, vid elpris 30 USD/MWh (23 öre/kWh). Vid elpriset 50 USD/MWh (38 öre/kWh) erhålls 11-15 MUSD/a jämfört med 9 MUSD/a för det konventionella systemet.

Övriga intäkter, utöver det konventionella systemets, kan uppkomma genom internproduktion av processkemikalier för modifierad kokning (och blekning) t.ex. natriumhydroxid, polysulfid. (Dessa har inte kvantifierats.)

Tillkommande driftkostnader kan bli underhåll i förgasningssystemet (nya material, gasturbin) samt täckningskemikalier (titanat/titandioxid). Dessa kostnader är svåra att skatta idag. Vad gäller titanat/TiO_2-tillförsel så kan man eventuellt tänka sig speciallösningar med upparbetning av titanat i Ti-leverantörs anläggning (finns främst i Norge) el.dyl.

10 Slutsatser

Svartlutförgasningsprocesser som framtida alternativ till konventionell sulfatåtervinning med sodapanna/ångturbin och kausticering har studerats. Energibalanser och investeringskostnader har beräknats/uppskattats för fyra förgasningsalternativ i en modellfabrik, 1000 tpd, för blekt avsalumassa.

Lutförgasningssystemen föreligger i dag i olika utvecklingsstadier och investeringsskattningarna har gjorts med (positiva) antaganden om systemets processtekniska funktion i full skala.

Investeringskostnaden för samtliga lutförgasningsbaserade system hamnar över men nära nyinvesteringen för ett konventionellt system, dvs. i stort sett inom det totala osäkerhetsinvervall (± 30 % eller mer) som föreligger för gasningssystemens kalkyl.

Investeringen för de lutförgasningsbaserade systemen uppskattas sålunda ligga i området 142 - 178 MUSD att jämföra med den konventionella återvinningens 136 MUSD. Om positiva antaganden görs om den industriella kostnadsutvecklingen för

förgasningssystemen - inga principiellt nya processkomponenter, sjunkande investeringskostnad för de ännu ej färdigutvecklade delprocesserna förgasarreaktor, kringsystem - så kan investeringskostnaderna eventuellt bli 20 ± 20 MUSD lägre.

Nettoelproduktion uppskattas bli 150-375 kWh/ADt (25-65 %) större för lutförgasningssystemen. Detta innebär 7-9 MUSD i årliga intäkter, jämfört med 5,5 MUSD för det konventionella systemet, vid elpris 30 USD/MWh (23 öre/kWh). Vid elpris 50 USD/MWh (38 öre/kWh) erhålls 11-15 MUSD/a jämfört med 9 MUSD/a för det konventionella systemet.

I den nu genomförda studien har modellbruket antagits vara en modern nybyggd fabrik för blekt avsalusulfatmassa, som i samtliga beräkningsfall ger ett relativt stort nettoöverskott av ånga, vilket antas omvandlas till el i en kondensturbin. I en helintegrerad massa-pappersfabrik skulle denna bortfalla, och i stället skulle externt biobränsle behöva tillföras för att täcka fabrikens energibehov.

Som exempel kan nämnas att i en tidigare NUTEK-rapport (6) jämfördes både avsalu- och integrerade fabriker (1000 ton/d sulfatmassa) med konventionell resp. förgasningsbaserad (i detta fall med luft) återvinning.

Den integrerade fabriken krävde externt biobränsle, motsvarande ca. 0,5 tts/ADt i de närmast jämförbara lutförgasningsfallen vilket gav en bruttoproduktion el om mer än 2000 kWh/ADt enligt modellen, dvs. omkring 1000 kWh/ADt (100 %) mer än det konventionella systemet sodapanna och mottrycksturbin (som dock förbrukade endast ca. 0,1 tts/ADt externt biobränsle). Exemplet visar att försiktighet krävs när jämförelser av detta slag görs.

Vi drar i föreliggande studie också slutsatsen att lutförgasning, ur nationalekonomisk synpunkt (om än inte alltid företagsekonomiskt) är mer konkurrenskraftig i en avsalumassafabrik än i en integrerad fabrik.

Övriga intäkter, utöver det konventionella systemets, kan uppkomma genom internproduktion av processkemikaler för modifierad kokning (och blekning) t.ex. natriumhydroxid, polysulfid. Dessa intäkter har inte kvantifierats i studien. Tillkommande driftkostnader kan eventuellt bli underhåll i förgasningssystemet (nya material), gasturbin resp. täckningskemikalier (titanat/titandioxid).

Fortsatta studier borde om möjligt ta sikte på dessa nya intäkter och kostnader. Vidare bör en ny modellstudie av energibalanser och investerings- och driftkostnader behandla *integrerade* massa-pappersbruk, t.ex. oblekt massa - liner och blekt massa - kartong eller finpapper.

11 Referenser/Litteratur

1. E.D. Larson, T.G. Kreutz, G.W. McDonald, W. Yang, W.J. Frederick, K. Iisa, E. Malcolm och C.A. Brown,
   ”A Cost-Benefit Assessment of Black Liquor Gasifier/Combined Cycle Technology Integrated into a Kraft Pulp Mill”, 1998 International Chemical Recovery Conference (Proceedings), TAPPI, Tampa, USA

2. E.D. Larson, S. Consonni, T.G. Kreutz,
   ”Preliminary Economics and Black Liquor Gasifier/Gas Turbine Cogeneration of Pulp and Paper Mills”, 1998 International Gas Turbine Congress (Stockholm), ASME, New York, USA

3. L. Stigsson,
   ”Chemrec™ Black Liquor Gasification”, 1998 International Chemical Recovery Conference (Proceedings) TAPPI, Tampa, Fla , USA

4a. E. Dahlquist, R. Jacobs,
   ” Development of a Dry Black Liquor Gasification Process”,
   1992 International Chemical Recovery Conference (Proceedings) TAPPI, Seattle, WA , USA.
   b. A.K. Jones,
   ”Black Liquor Gasification at ABB”, Workshop on Commercialisation of Black Liquor and Biomass Gasification for Gas Turbine Applications in the Pulp and Paper Industry” (Proceedings), CEES, Princeton University, Princeton, NJ, USA, 1997.

5. T. Jönsson, P. Axegård,
   ”Referensfabrik i MISTRA-programmet Kretsloppsanpassad massafabrik” (KAM), PM 1998-01-21.

6. B. Warnqvist, L. Delin,
   ”Förstudie svartlutförgasning”, Slutrapport STU/NUTEK Dnr 90-0454F, 1991.

Bilaga 1

Dimensioneringar - Titanatprocessen

Dimensioneringsberäkningarna för titanatprocessen är baserade på resultat från experimentella studier, där reaktionsomsättningar, partikelegenskaper, filtrermotstånd och tvättkarakteristika tagits fram. Resultaten från de experimentella studierna har använts som indata i dimensioneringsmodeller.

Vid dimensioneringen av fluidbädden, antogs en agglomerat storlek på 1 mm och en uppehållstid på 15 minuter, vilket ger en omsättning på 98.5% för en partikelstorlek motsvarande 0.25 μm. Dessa data ger en bädd med diametern 4.7 m och höjden 3.7 m, vilket ger ett tryckfall på 13.3 kPa och ett effektbehov på 606 kW vid 70% verkningsgrad. Cyklonen separerar partiklar som är större än 32.5 μm och cyklonen har en total höjd av 15 m och en maximal diameter på 4 m. Värmegenomgångstalet (U) antas vara 100 W/m^2K för alla värmeväxlare, för de 6 st värmeväxlare som dimensionerades erhölls en total area på 7336 m^2.

Lakningsanläggningen designas som en tvåstegs motströms lakningsanläggning, huvudutrustningen består av två filterkammarpressar och två tankreaktorer. Beräkningar gav vid hand att det dimensionerande steget för filterkammarpressarna är laknings-/tvättningssteget av den bildade filterkakan. Filterarean i respektive steg beräknades till 600 m^2. Reaktortankarna dimensionerades efter en uppehållstid på 1 timma, detta är tillräckligt för att uppnå tillräcklig reaktionsomsättning i respektive steg.

Bilaga 2
Värmeforsk
Sammanfattande data

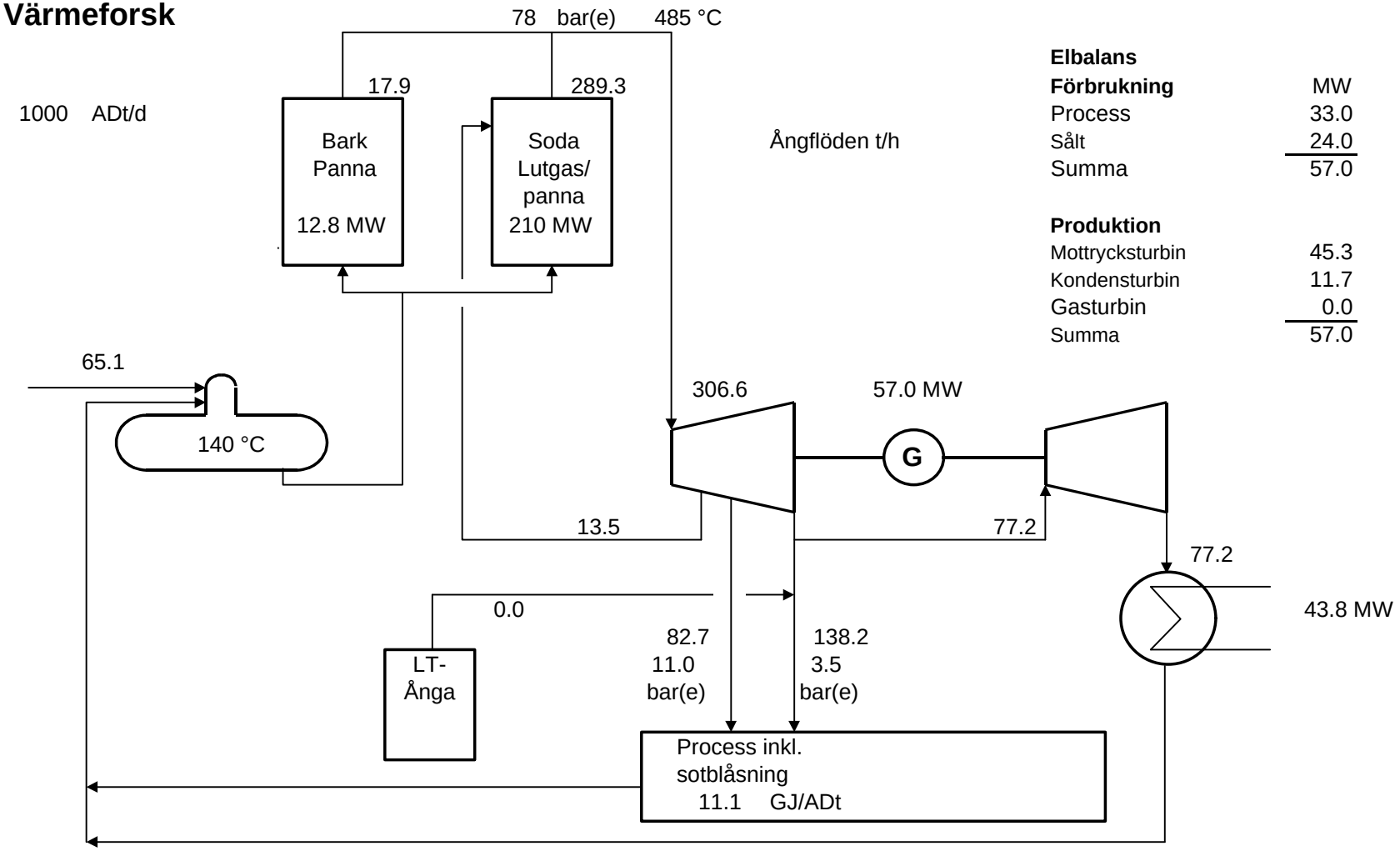
Värmeforsk

Mass Balance Version 4.0c	Fall	TCF	TCF
KAM Referensfabrik		Kausticerin	NaTi

Sammanställning

Driftdygn	d/a	350	350
Årsproduktion	ADt/a	350 000	350 000
Råvara:		Pine	Pine
Obarkad ved från skog, torrsubstans	t/24 h	1 679	1 679
Sågverksflis, TS	t/24 h	642	642
Ved till kokare	t/24 h	2 096	2 096
Bark från renseri	t/24 h	182	182
Massa i blåsledning	ADt/24 h	1 088	1 088
Kvistavskild osilad kokerimassa	ADt/24 h	1 067	1 067
Massa efter syrgassteg	ADt/24 h	1 034	1 034
Färdig massa från torkmaskin	ADt/24 h	1 000	1 000
Kokeri		Cont	Cont
Kappatal		22	22
Osilat utbyte	%	45.8	45.8
Alkalisatsning, effektivt alkali som NaOH	%	19.0	19.0
Sulfiditet (vitlut)	mol-%	35	35
Syrgassteg			
Kappatal efter syrgassteg		9	9
Alkalisatsning NaOH	kg/ADt	18	18
Syrgassatsning	kg/ADt	15	15
Tvätt			
Utspädning i sista steget	m3/ADt unbl.	1.8	1.8
Tvättförlust, Na2SO4	kg/ADt unbl.	8	8
Indunstningsanläggning			
Tunnlutflöde till indunstning	t/h	414	369
torrhalt	%	18.2	18.9
Tjocklutens torrhalt	%	80.0	80.0
Avdunstat vatten	t/h	320	282
Sodapanna och skrubber			
Skattat kalorim. värmevärde på TS.	MJ/kg	14.27	15.45
Torrsubstans till mixtank	t/24 h	1 798	1 659
Netto nyttigt värme från lut	MJ/kg TS	10.09	11.13
dito	MW	209.9	213.8
Torrsubstans till mixtank	ton/ADt bleached	1.798	1.659
Kausticering och mesaugn			
Kausticergrad	mol-%	82	100
Total vitlutproduktion	t/24 h	4 275	3 198
Dito	m3/24 h	3 647	2 688
Mesaugnsbelastning	t/24 h	258	
Halt aktiv CaO i kalk	%	90	
Gasrening efter mesaugn		El. prec.	
Vitlutkoncentration	AA, NaOH g/l	140	190

Värmeforsk



Elbalans

Förbrukning	MW
Process	33.0
Sålt	24.0
Summa	57.0

Produktion	
Mottryckturbin	45.3
Kondensturbin	11.7
Gasturbin	0.0
Summa	57.0

Bilaga 3 sid 1
Värmeforsk
Sodapanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

Sodapanna	HT t/ADt	MT2 t/ADt	MT t/ADt	LT t/ADt	Energi GJ/ADt
sotblåsning		0.35			1.00
bottenblåsning	0.03				0.05
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.06	0.08	0.37
Total förbrukning process	0.04	0.35	1.79	2.46	11.06
Mottryckturbin					4.06
Kondensturbin					4.83
Total förbrukning					19.95

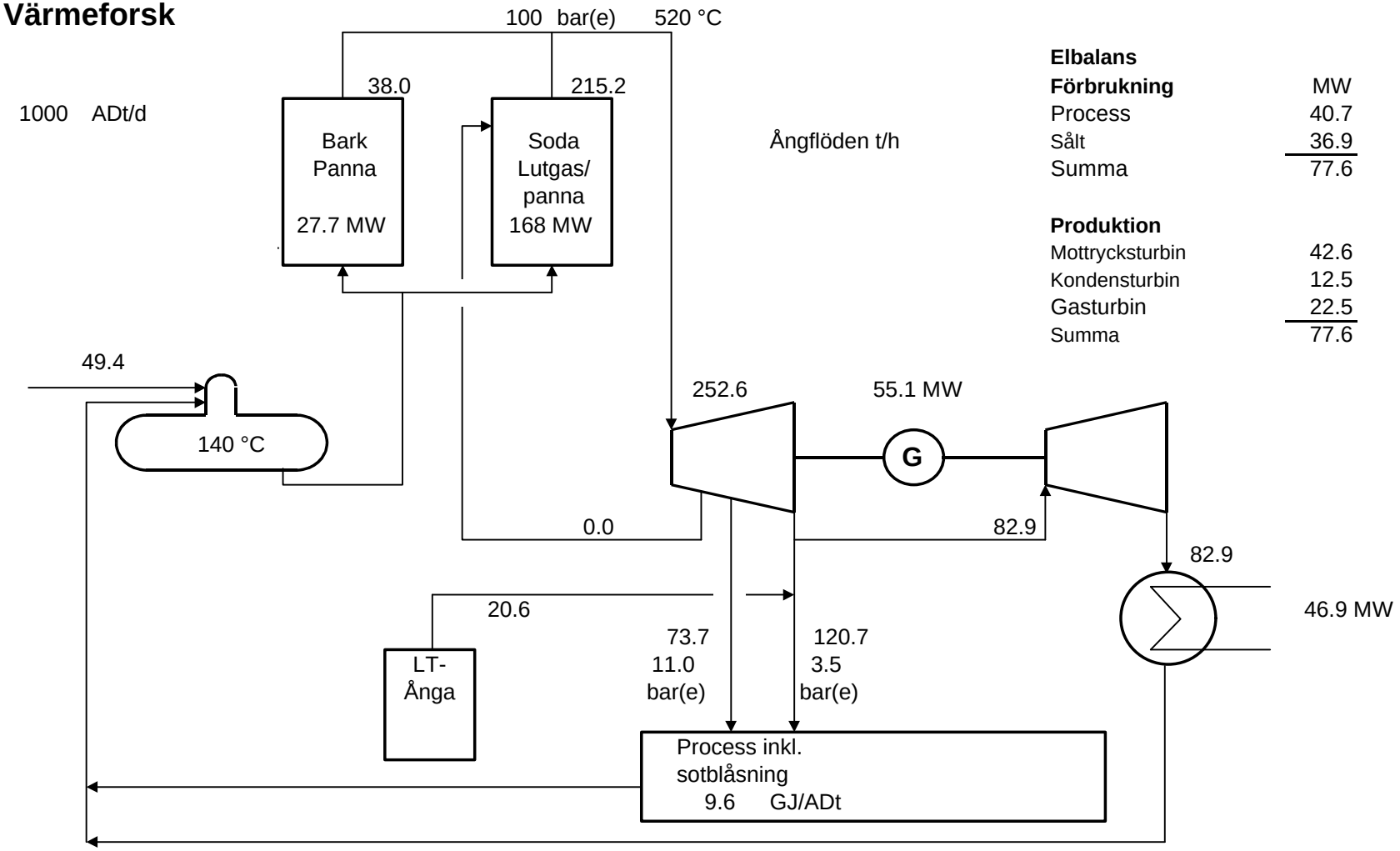
Produktion

Sodapanna/Gaspanna HT	18.13
Barkpanna	1.10
LT-ånga	0.00
Sekundärvärme	0.71
TOTAL PRODUKTION	19.95

El

Producerat	kWh/ADt
Mottryckturbin	1088
Kondenssvans	280
Gasturbin	0
Totalt	1368
Förbrukat	
Process	791
Sålt	577
Totalt	1368

Värmeforsk



Elbalans

Förbrukning	MW
Process	40.7
Sålt	36.9
Summa	77.6

Produktion	
Mottryckturbin	42.6
Kondensturbin	12.5
Gasturbin	22.5
Summa	77.6

Bilaga 4 sid 1
Värmeforsk
NaTi 1100°C GT
Trycksatt panna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

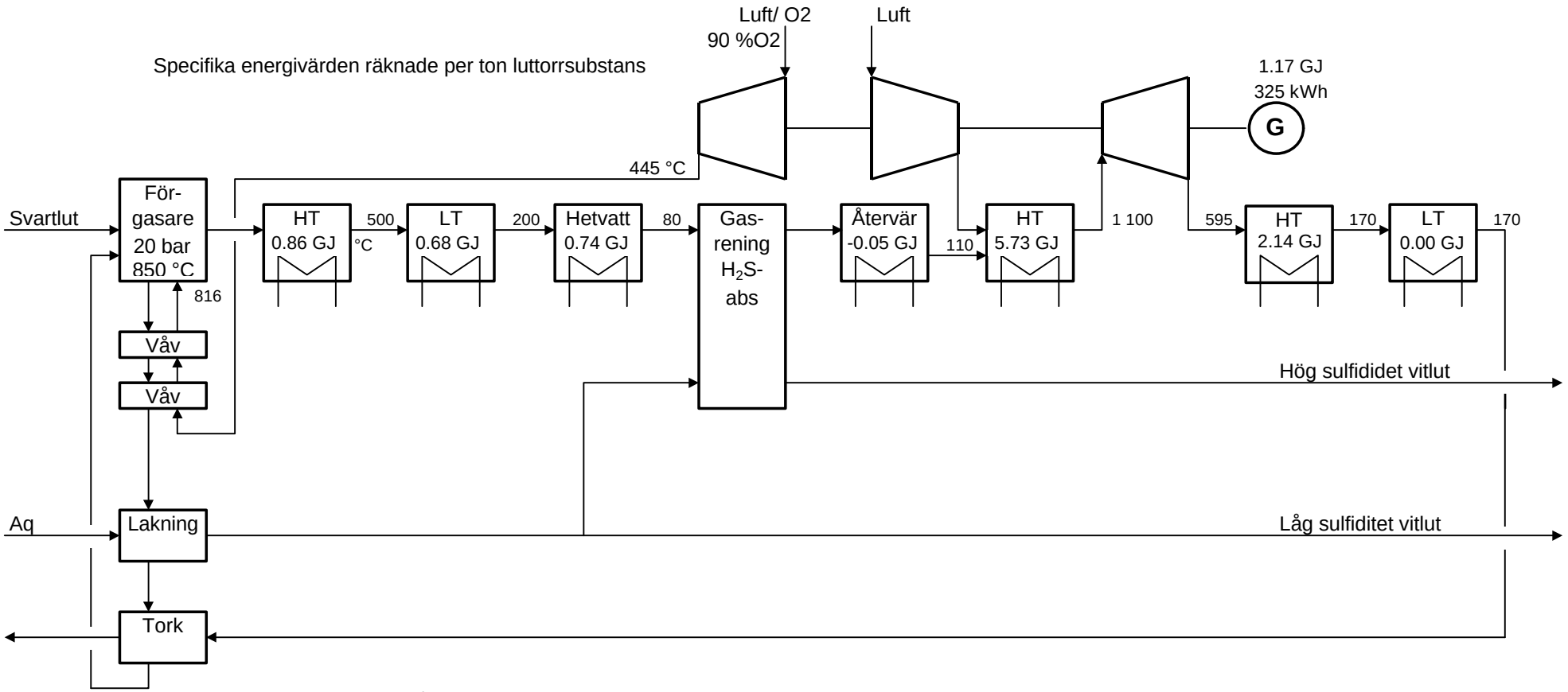
	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.03				0.03
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.01
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Indunstning			0.36	1.09	3.24
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.32
Total förbrukning process	0.03	0.00	1.74	2.31	9.57
Mottryckturbin					3.82
Kondensturbin					5.17
Total förbrukning					18.56

Produktion

Sodapanna/Gaspanna HT	14.48
Barkpanna	2.39
LT-ånga	1.05
Sekundärvärme	0.64
TOTAL PRODUKTION	18.56

El

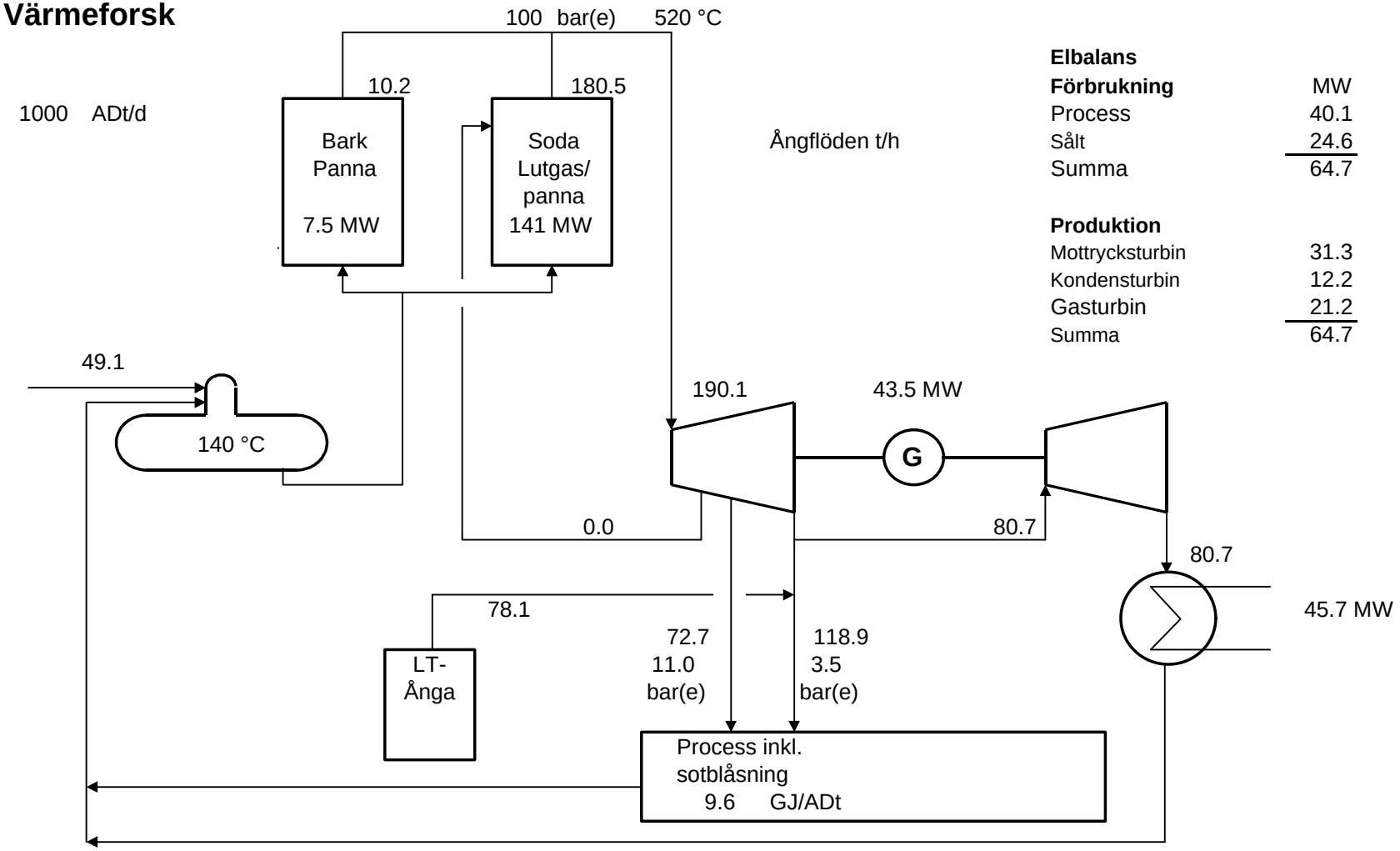
Producerat	kWh/ADt
Mottryckturbin	1023
Kondenssvans	300
Gasturbin	539
Totalt	1862
Förbrukat	
Process	976
Sålt	886
Totalt	1862



HT-ånga	8.73	GJ/t TS
LT-ånga	0.63	GJ/t TS
El	1.17	GJ/t TS
El	325	kWh/t TS

Bilaga 4 sid 3
Värmeforsk
NaTi
Trycksatt panna

Värmeforsk



Elbalans

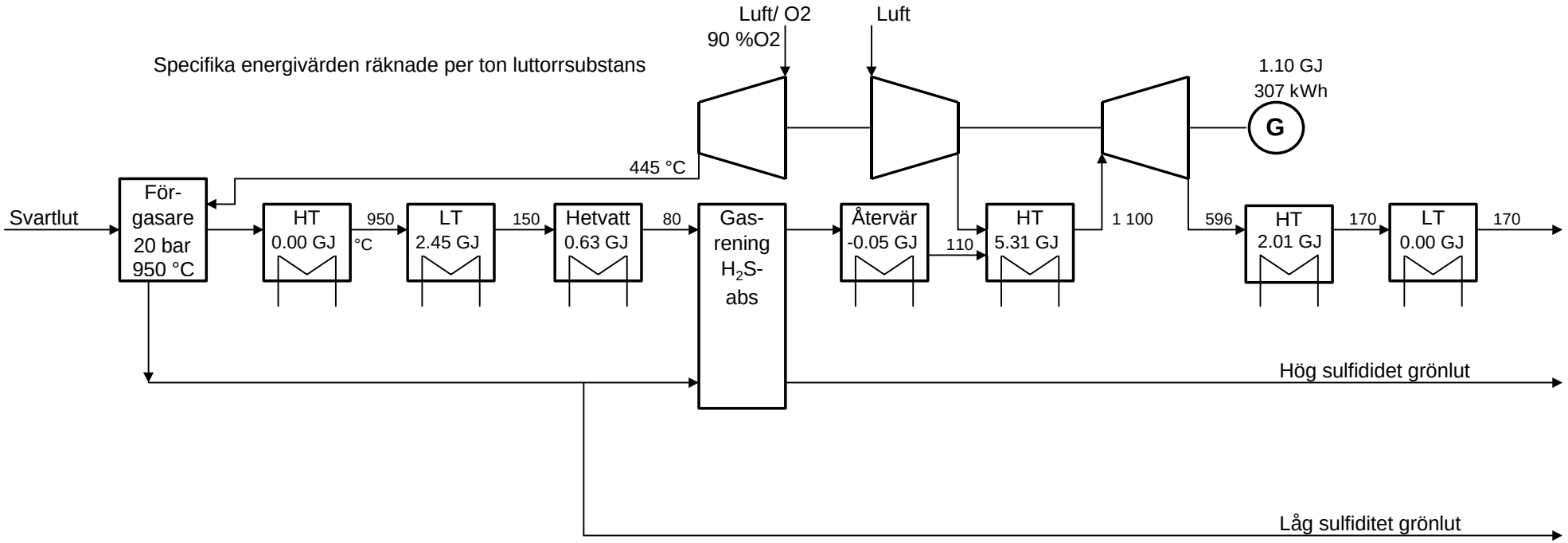
Förbrukning	MW
Process	40.1
Sålt	24.6
Summa	64.7

Produktion	
Mottryckturbin	31.3
Kondensturbin	12.2
Gasturbin	21.2
Summa	64.7

Bilaga 5 sid 1
Värmeforsk
Högtemp 1100°C GT
Trycksatt panna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

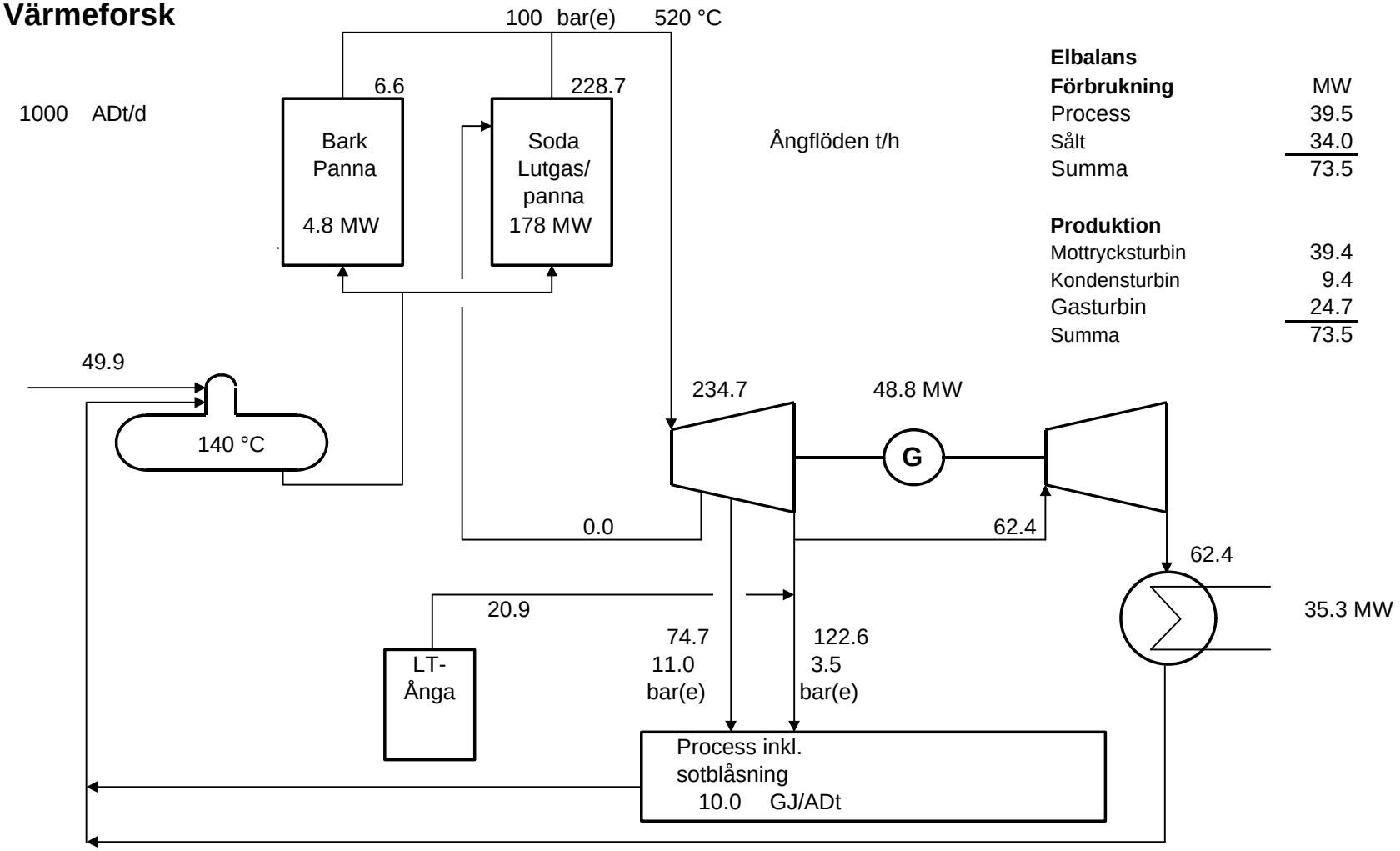
	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.02				0.03
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Indunstning			0.36	1.09	3.24
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.32
Total förbrukning process	0.02	0.00	1.74	2.30	9.55
Mottryckturbin					2.81
Kondensturbin					5.04
Total förbrukning					17.40
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					12.15
Barkpanna					0.65
LT-ånga					3.98
Sekundärvärme					0.63
TOTAL PRODUKTION					17.40
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottryckturbin					752
Kondenssvans					292
Gasturbin					509
Totalt					1553
Förbrukat					
Process					963
Sålt					590
Totalt					1553



HT-ånga	7.32	GJ/t TS
LT-ånga	2.40	GJ/t TS
El	1.10	GJ/t TS
El	307	kWh/t TS

Bilaga 5 sid 3
Värmeforsk
Chemrec
Trycksatt panna

Värmeforsk



Elbalans

Förbrukning	MW
Process	39.5
Sålt	34.0
Summa	73.5

Produktion	
Mottryckturbin	39.4
Kondensturbin	9.4
Gasturbin	24.7
Summa	73.5

Bilaga 6 sid 1
Värmeforsk
Lågtemp 1100°C GT
Trycksatt panna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

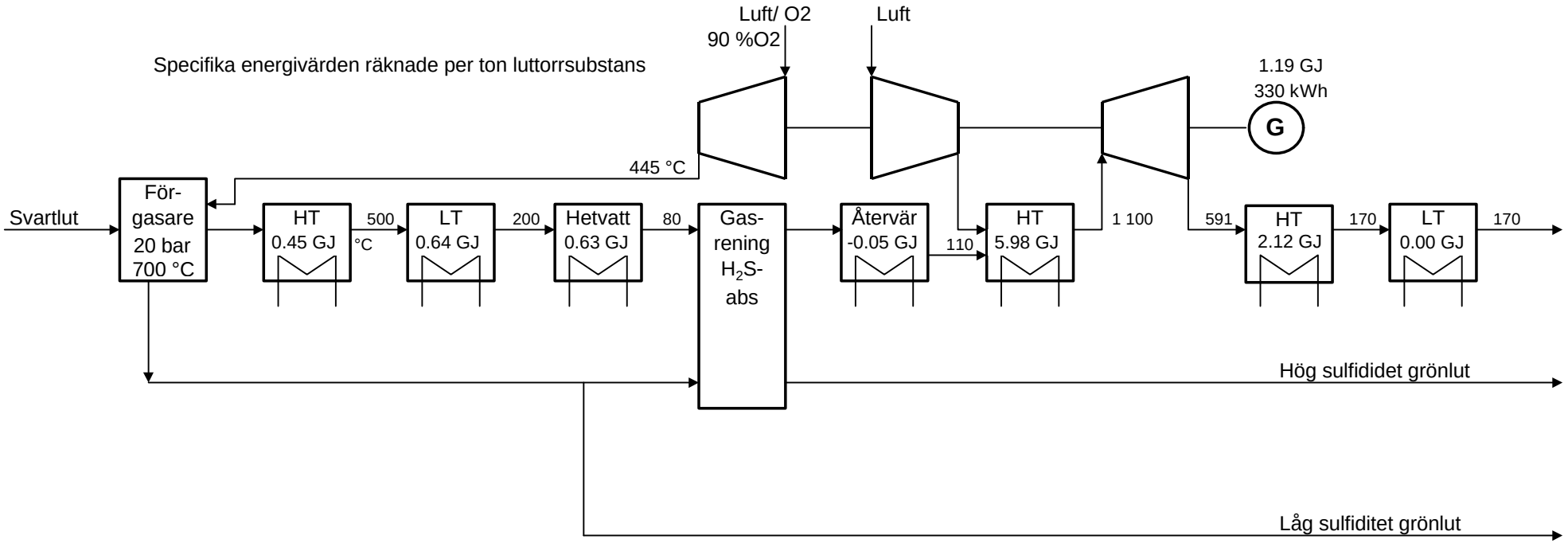
	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.03				0.04
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.03	0.00	1.79	2.46	10.01
Mottryckturbin					3.52
Kondensturbin					3.89
Total förbrukning					17.42

Produktion

Sodapanna/Gaspanna HT	15.39
Barkpanna	0.42
LT-ånga	1.07
Sekundärvärme	0.56
TOTAL PRODUKTION	17.42

El

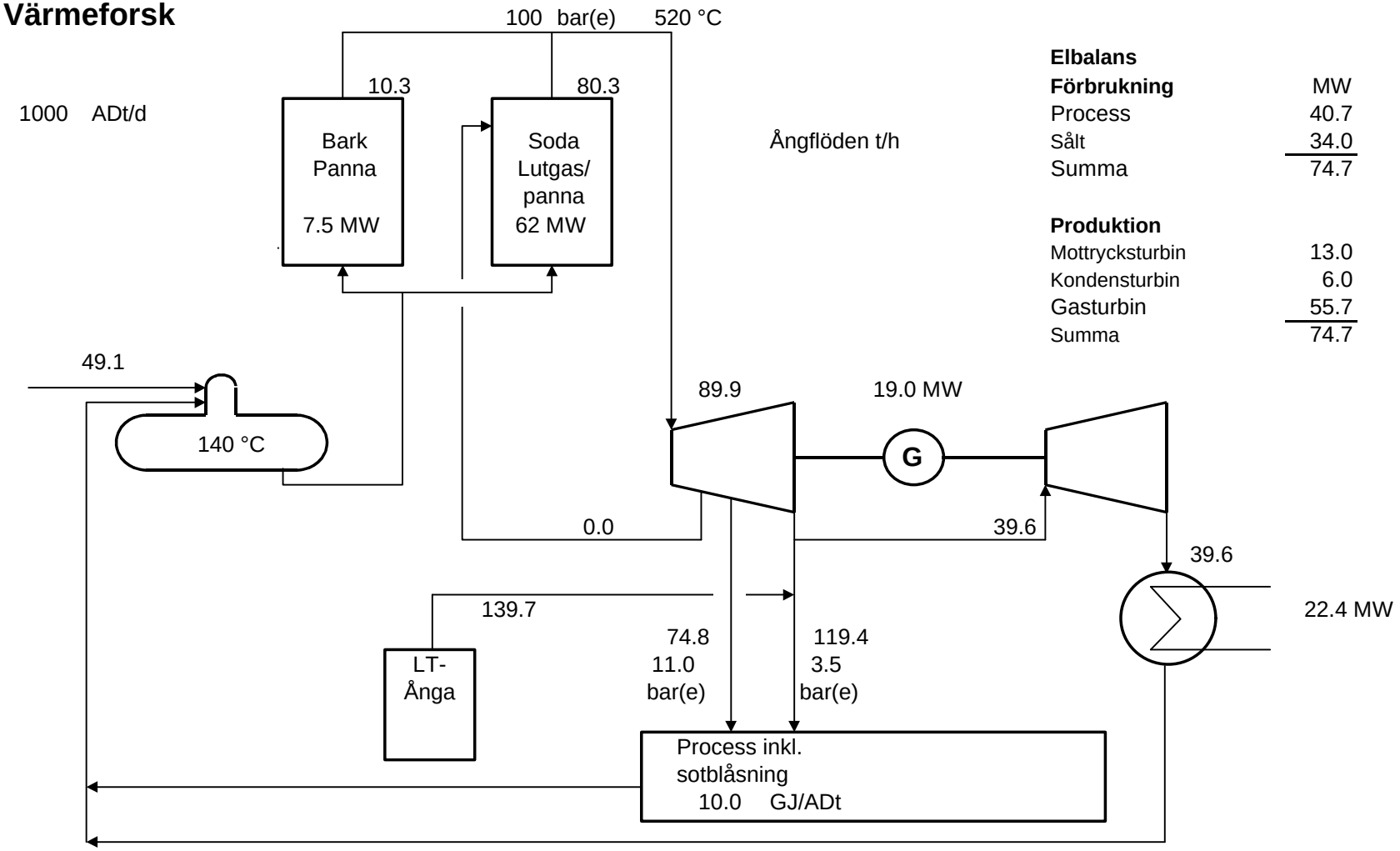
Producerat	kWh/ADt
Mottryckturbin	944
Kondenssvans	226
Gasturbin	594
Totalt	1764
Förbrukat	
Process	949
Sålt	815
Totalt	1764



HT-ånga	8.56	GJ/t TS
LT-ånga	0.59	GJ/t TS
El	1.19	GJ/t TS
El	330	kWh/t TS

Bilaga 6 sid 3
Värmeforsk
ABB
Trycksatt panna

Värmeforsk



Elbalans

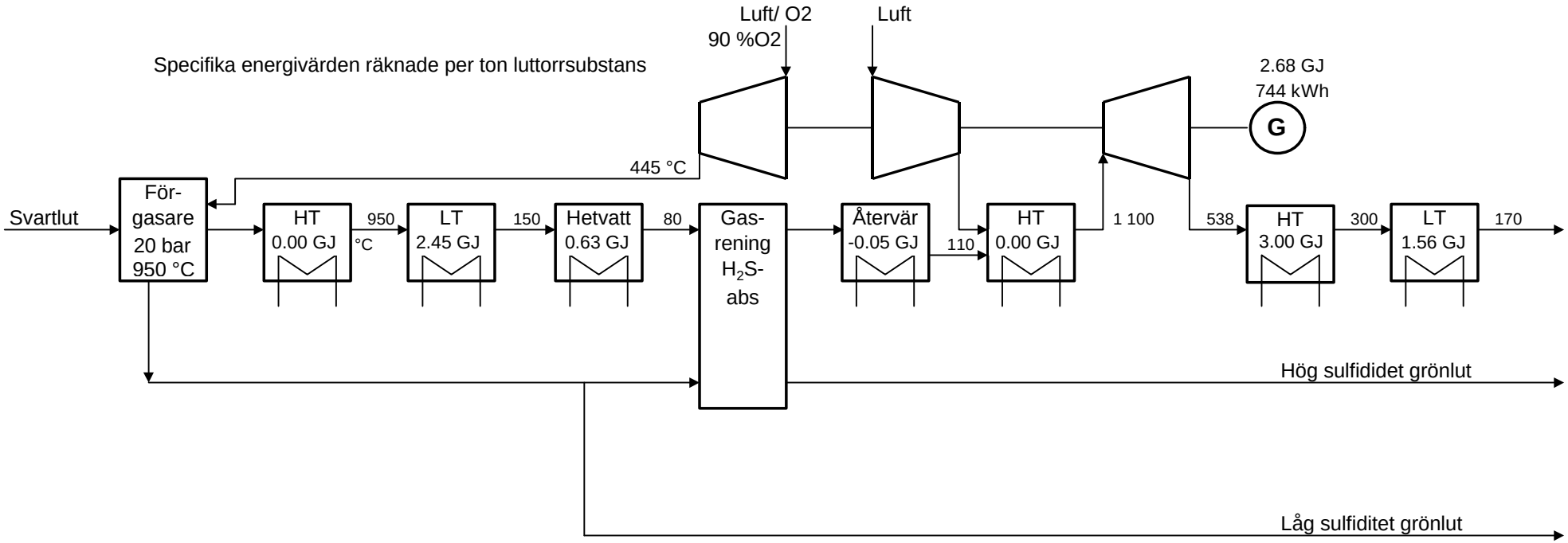
Förbrukning	MW
Process	40.7
Sålt	34.0
Summa	74.7

Produktion	
Mottryckturbin	13.0
Kondensturbin	6.0
Gasturbin	55.7
Summa	74.7

Bilaga 7 sid 1
Värmeforsk
Högtemp 1100°C GT
Avgaspanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

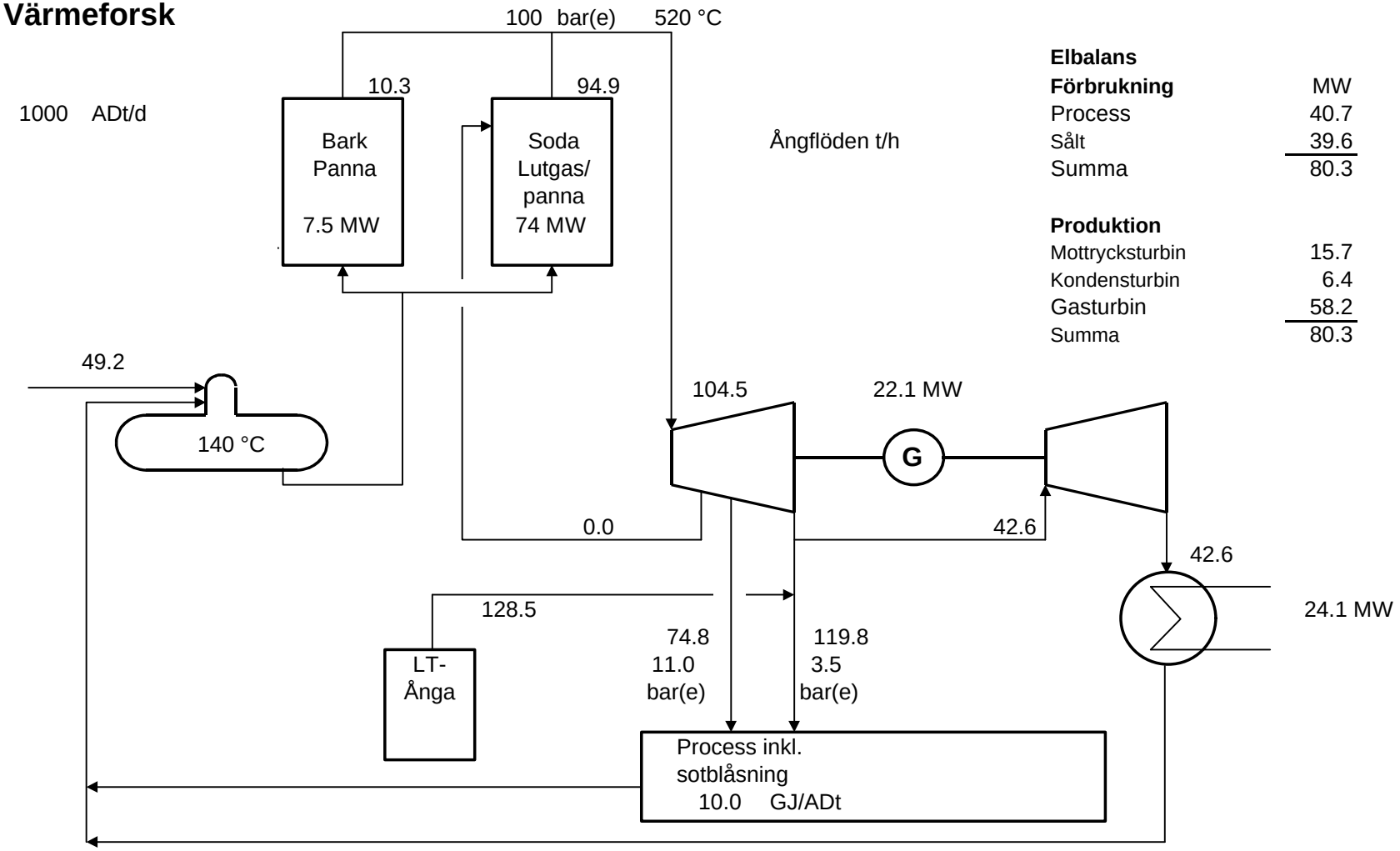
	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.01
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.01	0.00	1.79	2.46	9.99
Mottryckturbin					1.17
Kondensturbin					2.47
Total förbrukning					13.62
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					5.40
Barkpanna					0.65
LT-ånga					7.12
Sekundärvärme					0.46
TOTAL PRODUKTION					13.62
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottryckturbin					313
Kondenssvans					143
Gasturbin					1337
Totalt					1793
Förbrukat					
Process					977
Sålt					816
Totalt					1793



HT-ånga	3.00	GJ/t TS
LT-ånga	3.96	GJ/t TS
El	2.68	GJ/t TS
El	744	kWh/t TS

Bilaga 7 sid 3
Värmeforsk
Chemrec 1100°C
GT
Avgaspanna

Värmeforsk



Elbalans

Förbrukning	MW
Process	40.7
Sålt	39.6
Summa	80.3

Produktion	
Mottryckturbin	15.7
Kondensturbin	6.4
Gasturbin	58.2
Summa	80.3

Bilaga 8 sid 1
Värmeforsk
Högtemp 1250°C GT
Avgaspanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

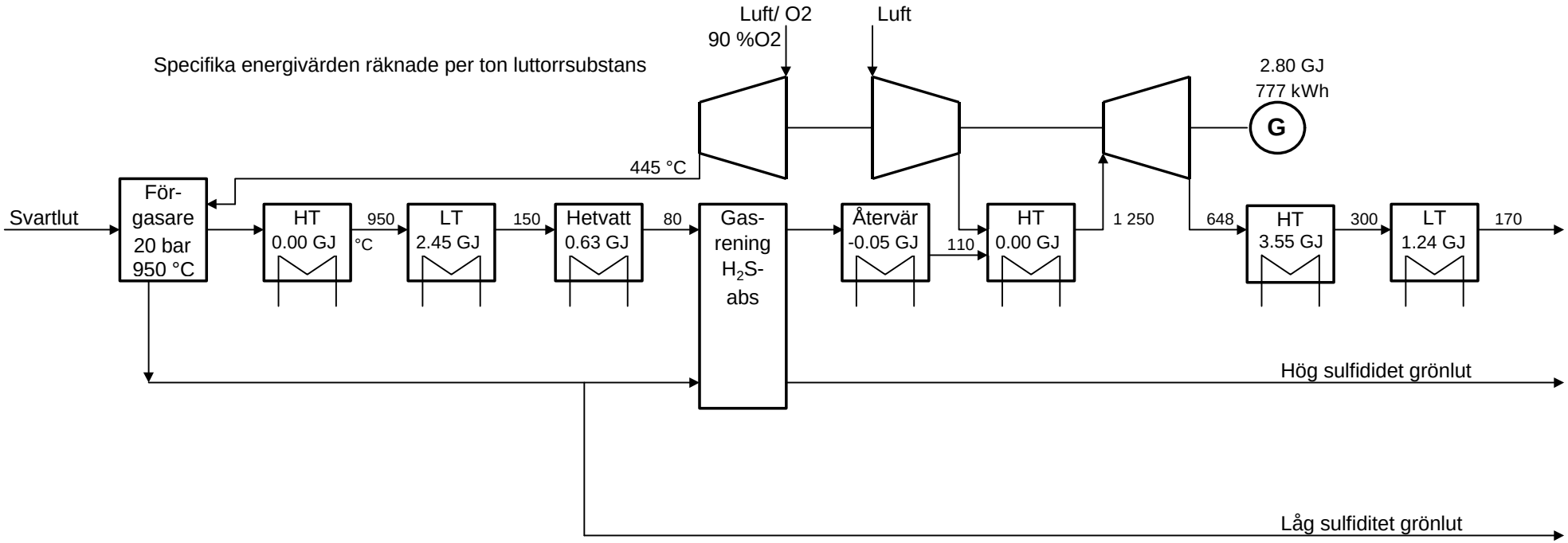
	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.01
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.01	0.00	1.79	2.46	9.99
Mottryckturbin					1.41
Kondensturbin					2.66
Total förbrukning					14.05

Produktion

Sodapanna/Gaspanna HT	6.38
Barkpanna	0.65
LT-ånga	6.55
Sekundärvärme	0.47
TOTAL PRODUKTION	14.05

El

Producerat	kWh/ADt
Mottryckturbin	377
Kondenssvans	154
Gasturbin	1396
Totalt	1927
Förbrukat	
Process	977
Sålt	950
Totalt	1927



HT-ånga	3.55	GJ/t TS
LT-ånga	3.64	GJ/t TS
El	2.80	GJ/t TS
El	777	kWh/t TS

Bilaga 8 sid 3
Värmeforsk
Chemrec 1250°C
GT
Avgaspanna

Handläggare
Lennart Delin
Tel 08-657 12 78
Fax 08-657 37 57
Lennart.delin@ipk.af.se

Datum 1999-12-09
Utgåva 1
Ordernr 501217
Värmeforsk

Reviderade koncept

De valda koncepten i huvudrapporten stämmer inte exakt överens med dem som finns på marknaden idag. Denna bilaga är ett försök att anpassa koncepten så långt möjligt efter Chemrecs och ABBs processkoncept. Dessutom redovisas effekterna av att förgasa även barken.

ABB

(Trycksatt lågtemperaturförgasning i fluidiserad bädd)

ABBs utveckling av lutförgasning ligger på is och ingen ytterligare specifikation av processen finns tillgänglig. Här nedan redovisade beräkningar är därför endast modifierad vad gäller gasturbinberäkningarna, som sker på analogt sätt som för Chemrec.

Chemrec

(Trycksatt medströms högtemperaturförgasare med smältabildning)

Chemrecs koncept avviker från det i huvudrapporten redovisade konceptet med högtemperaturförgasning och avgaspanna på följande punkter:

- Trycket i Chemrecs förgasaren är högre, 32 bar mot 20. Detta möjliggör att man kan producera mellantrycksånga vid kylning av gasen från förgasaren.
- Chemrec har valt en gasturbin med de högsta prestanda som finns kommersiellt tillgängliga i dag.
- Chemrec har valt att använda avdrivet H_2S till att producera polysulfid i stället för att selektivt återabsorbera H_2S i grönluten.

Polysulfidgenerering

Enligt uppgifter från Chemrec studerar man nu huvudsakligen varianten att konvertera H_2S till S och vidare till polysulfid.

Polysulfid bildas genom reaktionen:

$$nS + HS^- + OH^- \Rightarrow S_nS^{2-} + H_2O$$

Om man antar att 50% av svavlet avgår vid förgasningen betyder detta att sulfidmängden minskar med faktorn 0.5*(1 + 1/n). Med n=3 blir då bara 1/3 av sulfidsvavlet kvar. För att behålla sulfiditeten måste då svavelhalten i luten ökas kraftigt. Alternativt kan man kanske gå ned i sulfiditet och kombinera detta med antrakinon.

Polysulfiden sönderfaller till tiosulfat under kokets gång. Härvid konsumeras OH^-.

$$S_nS^{2-} + (n-1)\ OH^- + (1-n/4)\ H_2O \Rightarrow (1+n/2)\ HS^- + n/4\ S_2O_3^{2-}$$

För varje nS konsumeras alltså 1 + (n-1) = n mol OH^- dvs varje S kräver 1 OH^-. För att behålla samma EA ökar då kausticeringsbehovet lika mycket som om man absorberar 100% selektivt H_2S i NaOH.

$$H_2S + OH^- \Rightarrow HS^- + H_2O$$

I princip gäller då tidigare beräkningar av hur mycket kausticeringsbehovet ökar.

Vid låg temperatur sker polysulfidsönderfallet långsammare. Det är också möjligt att utnyttja lut av olika sulfiditet, t. ex. genom att absorbera H_2S i svartlut och använda denna för impregnering. Kausticeringsbehovet ökar då inte lika mycket.

För att vara jämförbar med övriga alternativ har vi i beräkningarna fortfarande antagit att den selektiva absorptionen av H_2S fungerar och att normal vitlut av en sulfiditet bereds.

Reglering av gasturbinen

Gasturbiner som går med konstant varvtal har dåliga regleregenskaper, dvs verkningsgraden sjunker snabbt vid minskad last. Vid nedreglering av lasten kan avgastemperaturen dessutom bli så låg att den inte räcker för att generera HT-ånga. Chemrec har därför valt att dimensionera gasturbinen mindre än förgasaren så att gasturbinen alltid går på fullast. Överskottsgasen eldas sedan i avgaspannan. Man kan på så sätt ta hand om driftvariationer på ett enkelt sätt samtidigt som man även kan växa med produktionen i fabriken. Nackdelen är naturligtvis att den maximala elproduktionen sjunker något.

Vid våra beräkningar har vi antagit att 10% av gasen från lutförgasaren körs förbi gasturbinen och i stället eldas i avgaspannan. P.g.a. det stora luftöverskottet från gasturbinen behövs ingen extra förbränningsluft.

Förgasning av bark

I huvudrapporten utnyttjats den fallande barken i första hand för att elda i mesaugnen. Resterande bark eldas i en barkpanna. Genom att torka och förgasa även barken och utnyttja gasen i en kombiprocess på samma sätt som gasen från svartlutförgasningen kan elproduktionen ökas ytterligare.

Barkmängden som återstår är emellertid i avsalumassafallet så liten att det egentligen inte är realistiskt att utnyttja den vare sig i en barkpanna eller för förgasning. Redovisade beräkningsfall för avsalubruket är därför mer att betrakta som en redovisning av vad den tekniska potentialen är; inte vad som är realistiskt att producera i verkligheten.

Barkförgasningen antas ske på samma sätt som lutförgasningen. Barken torkas i rökgaserna från gaspannan. Förgasningen sker vid 800 ºC varefter gasen kyls till 500 ºC genom produktion av HT-ånga och renas sedan från stoft utan ytterligare kylning innan den förbränns i gasturbinen. Det är dock inte visat att denna s.k. hetgasrening är tillräckligt effektiv för den avancerade gasturbin som används här.

Integrerat bruk

För att illustrera situationen i en fabrik med högre energiförbrukning har en integrerad fabrik simulerats. Denna fabrik är inte närmare specificerad på annat sätt än att torkmaskinen utgår och ersätts av en pappersmaskin.

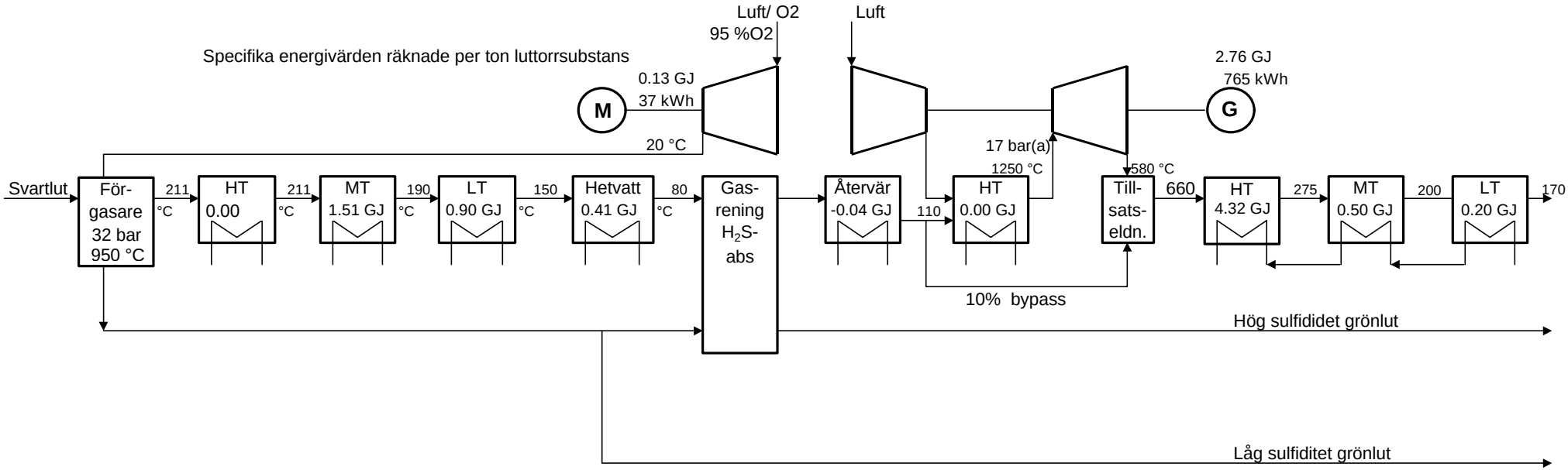
Ångvärmeförbrukningen i pappersbruket är 7.9 GJ/ADt, dvs räknat på blekt sulfatmassa. Elförbrukningen är 720 kWh/ADt. Räknat per ton papper är förbrukningen ca 25 % lägre.

I det integrerade bruket uppstår ett energiunderskott som täcks genom inköp av extra trädbränsle. Vid en konventionell sodapanna uppstår ett elunderskott. I förgasningsfallen finns ett stort elöverskott, särskilt om även barken förgasas, men å andra sidan är bränsleunderskottet mycket stort. Eftersom det inte finns något energiöverskott produceras heller ingen kondenskraft.

Investeringskostnader

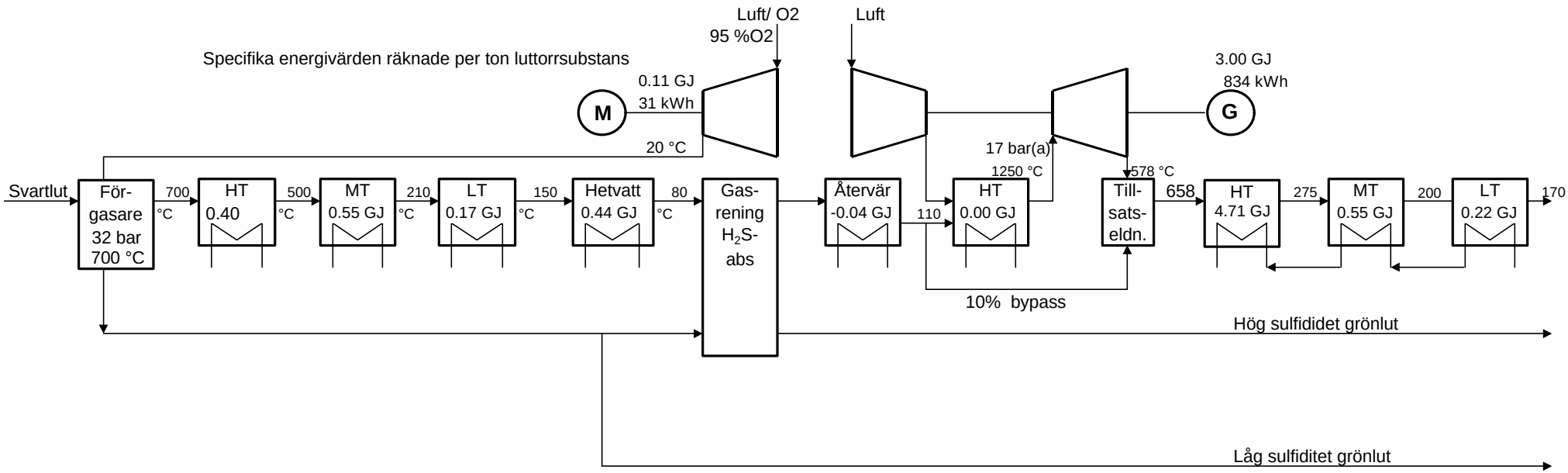
De förändringar som gjorts av förgasningsprocesserna här medför inga signifikanta skillnader i investeringskostnader jämfört med de som redovisats i huvudrapporten.

		Avsalubruk					Integrerat bruk				
Lutförbränning		Konventionell sodapanna	Chemrec-typ	ABB-typ	Chemrec-typ	ABB-typ	Sodapanna	Chemrec-typ	ABB-typ	Chemrec-typ	ABB-typ
Barkförbränning		Barkpanna	Barkpanna	Barkpanna	Barkförgasning	Barkförgasning	Barkpanna	Barkpanna	Barkpanna	Barkförgasning	Barkförgasning
Högtrycksånga											
tryck	bar(e)	78	100	100	100	100	78	100	100	100	100
temperatur	ºC	485	520	520	520	520	485	520	520	520	520
Förgasare											
tryck	bar		32	32	32	32		32	32	32	32
temperatur	ºC		950	700	950	700		950	700	950	700
O2-halt i "luft" till förgasare	%		95	95	95	95		95	95	95	95
O2-mängd till förgasare	kg/ADt		647	547	665	559		647	547	830	807
Gasturbin											
temperatur in	ºC		1 250	1 250	1 250	1 250		1 250	1 250	1 250	1 250
Producerad ångvärme											
HT-ånga	GJ/ADt	19.2	8.4	9.6	8.2	9.5	21.1	13.4	17.1	12.4	15.7
MT-ånga	GJ/ADt	0.0	3.6	2.0	3.7	2.0	0.0	3.6	2.0	4.1	2.7
LT-ånga	GJ/ADt	0.0	1.9	0.6	1.9	0.6	0.0	1.9	0.6	2.1	0.9
Summa ånga	GJ/ADt	19.2	13.9	12.2	13.8	12.1	21.1	18.9	19.7	18.6	19.3
Kalkbehov till kausticering	kg/ADt	258	350	396	350	396	258	350	396	350	396
Inköpt trädbränsle, TS	kg/ADt	0	0	0	0	0	139	379	574	454	681
El											
Mottrycksturbin	kWh/ADt	816	377	562	368	556	1 205	882	1 101	806	995
Kondensturbin	kWh/ADt	553	301	43	292	37	0	0	0	0	0
Gasturbin	kWh/ADt	0	1 376	1 499	1 450	1 546	0	1 376	1 499	2 133	2 549
Summa producerad el	kWh/ADt	1 370	2 054	2 104	2 110	2 139	1 205	2 257	2 600	2 939	3 544
Förbrukad el	kWh/ADt	-791	-1 042	-1 004	-1 049	-1 008	-1 391	-1 642	-1 604	-1 713	-1 705
Såld el	kWh/ADt	578	1 012	1 100	1 060	1 131	-186	615	997	1 225	1 839



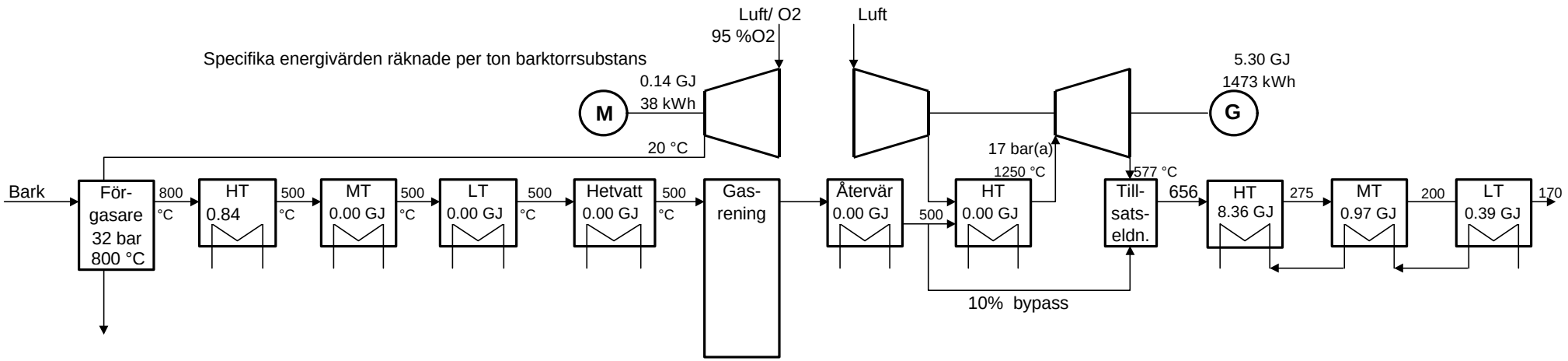
HT-ånga	4.32	GJ/t TS
MT-ånga	2.01	GJ/t TS
LT-ånga	1.06	GJ/t TS
El-prod	2.76	GJ/t TS
El-prod	765	kWh/t TS
El-förbr	37	kWh/t TS

Chemrectyp



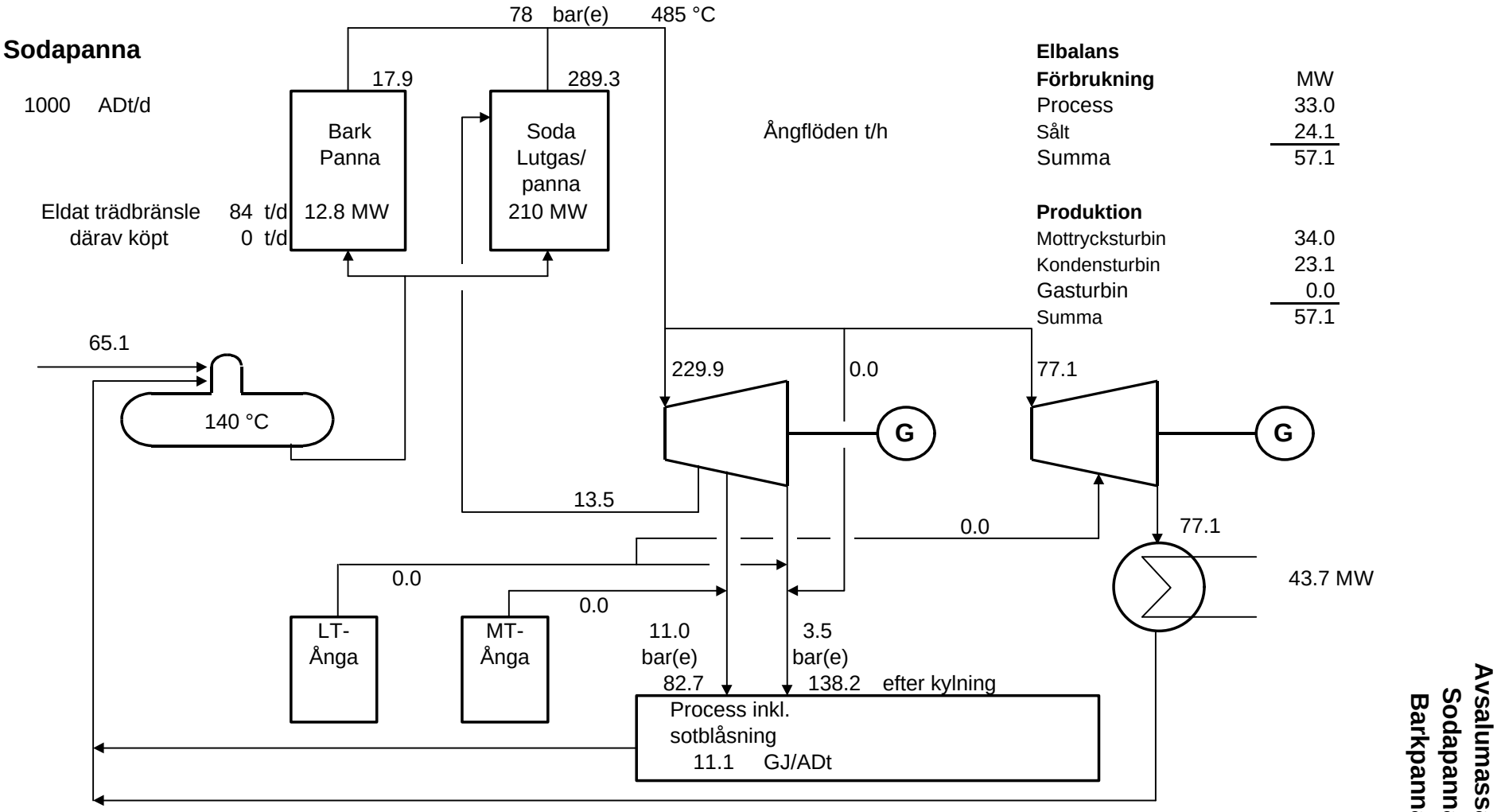
HT-ånga	5.12	GJ/t TS
MT-ånga	1.10	GJ/t TS
LT-ånga	0.34	GJ/t TS
El-prod	3.00	GJ/t TS
El-prod	834	kWh/t TS
El-förbr	31	kWh/t TS

ABB-typ



HT-ånga	9.19	GJ/t TS
MT-ånga	0.97	GJ/t TS
LT-ånga	0.39	GJ/t TS
El-prod	5.30	GJ/t TS
El-prod	1 473	kWh/t TS
El-förbr	38	kWh/t TS

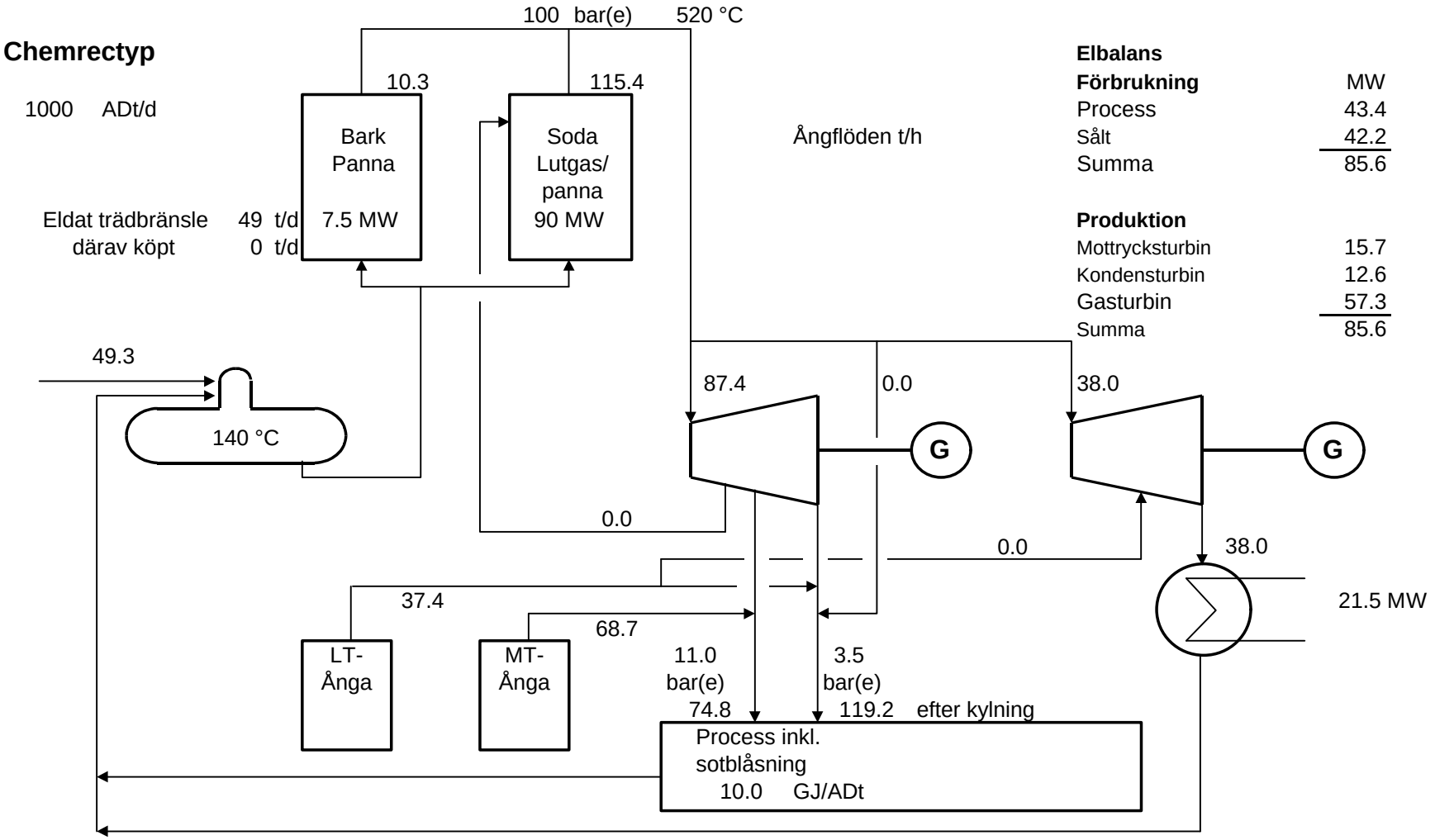
Barkförgasning


Sodapanna
1000 ADt/d
Eldat trädbränsle 84 t/d
därav köpt 0 t/d
Bark Panna 12.8 MW
Soda Lutgas/ panna 210 MW
78 bar(e) 485 °C
17.9
289.3
Ångflöden t/h
65.1
140 °C
229.9
0.0
77.1
G
G
13.5
0.0
77.1
43.7 MW
0.0
0.0
LT-Ånga
MT-Ånga
11.0 bar(e)
82.7
3.5 bar(e)
138.2 efter kylning
Process inkl. sotblåsning
11.1 GJ/ADt
Elbalans
Förbrukning MW
Process 33.0
Sålt 24.1
Summa 57.1
Produktion
Mottrycksturbin 34.0
Kondensturbin 23.1
Gasturbin 0.0
Summa 57.1
Avsalumassa
Sodapanna
Barkpanna

Värmeforsk 1999-12-10 **Avsalumassa**
Energibalans **Sodapanna**
Barkpanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

Sodapanna	HT t/ADt	MT2 t/ADt	MT t/ADt	LT t/ADt	Energi GJ/ADt
sotblåsning		0.35			1.00
bottenblåsning	0.03				0.05
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.06	0.08	0.37
Total förbrukning process	0.04	0.35	1.79	2.46	11.06
Mottryckturbin					3.04
Kondensturbin/Energiöverskott					5.84
Total förbrukning					19.95
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					18.13
Barkpanna					1.10
MT-ånga					0.00
LT-ånga					0.00
Sekundärvärme					0.71
TOTAL PRODUKTION					19.95
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottryckturbin					816
Kondensturbin					553
Gasturbin					0
Totalt					1370
Förbrukat					
Process					791
Sålt					578
Totalt					1370



Elbalans

Förbrukning	MW
Process	43.4
Sålt	42.2
Summa	85.6

Produktion

Mottrycksturbin	15.7
Kondensturbin	12.6
Gasturbin	57.3
Summa	85.6

Avsalumassa Chemrectyp Barkpanna

Värmeforsk 1999-12-10 **Avsalumassa**
Energibalans **Chemrectyp**
Barkpanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

Sodapanna	HT t/ADt	MT2 t/ADt	MT t/ADt	LT t/ADt	Energi GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.02
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.02	0.00	1.79	2.46	9.99
Mottryckturbin					1.41
Kondensturbin/Energiöverskott					2.98
Total förbrukning					14.38

Produktion

Sodapanna/Gaspanna HT	7.76
Barkpanna	0.65
MT-ånga	3.61
LT-ånga	1.91
Sekundärvärme	0.46
TOTAL PRODUKTION	14.38

El

Producerat	kWh/ADt
Mottryckturbin	377
Kondensturbin	301
Gasturbin	1376
Totalt	2054
Förbrukat	
Process	1042
Sålt	1012
Totalt	2054

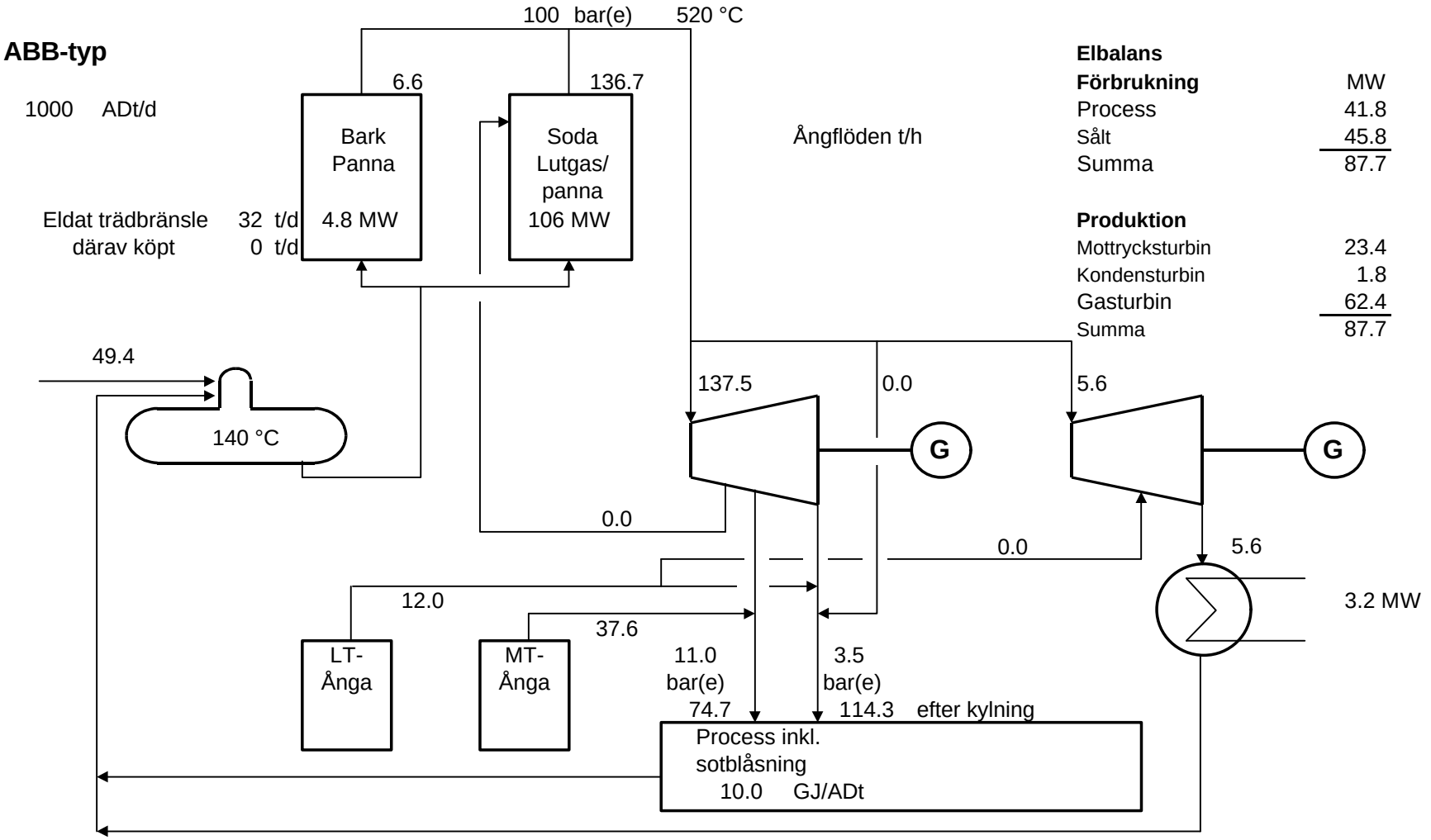


ABB-typ
1000 ADt/d
100 bar(e) 520 °C
6.6
136.7
Bark Panna 4.8 MW
Soda Lutgas/ panna 106 MW
Eldat trädbränsle 32 t/d
därav köpt 0 t/d
Ångflöden t/h
49.4
140 °C
137.5
0.0
5.6
G
G
0.0
0.0
5.6
12.0
37.6
3.2 MW
LT-Ånga
MT-Ånga
11.0 bar(e)
3.5 bar(e)
74.7
114.3 efter kylning
Process inkl. sotblåsning
10.0 GJ/ADt
Elbalans
Förbrukning MW
Process 41.8
Sålt 45.8
Summa 87.7
Produktion
Mottrycksturbin 23.4
Kondensturbin 1.8
Gasturbin 62.4
Summa 87.7
Avsalumassa
ABB-typ
Barkpanna

Värmeforsk 1999-12-10 **Avsalumassa**

Energibalans **ABB-typ**

Barkpanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

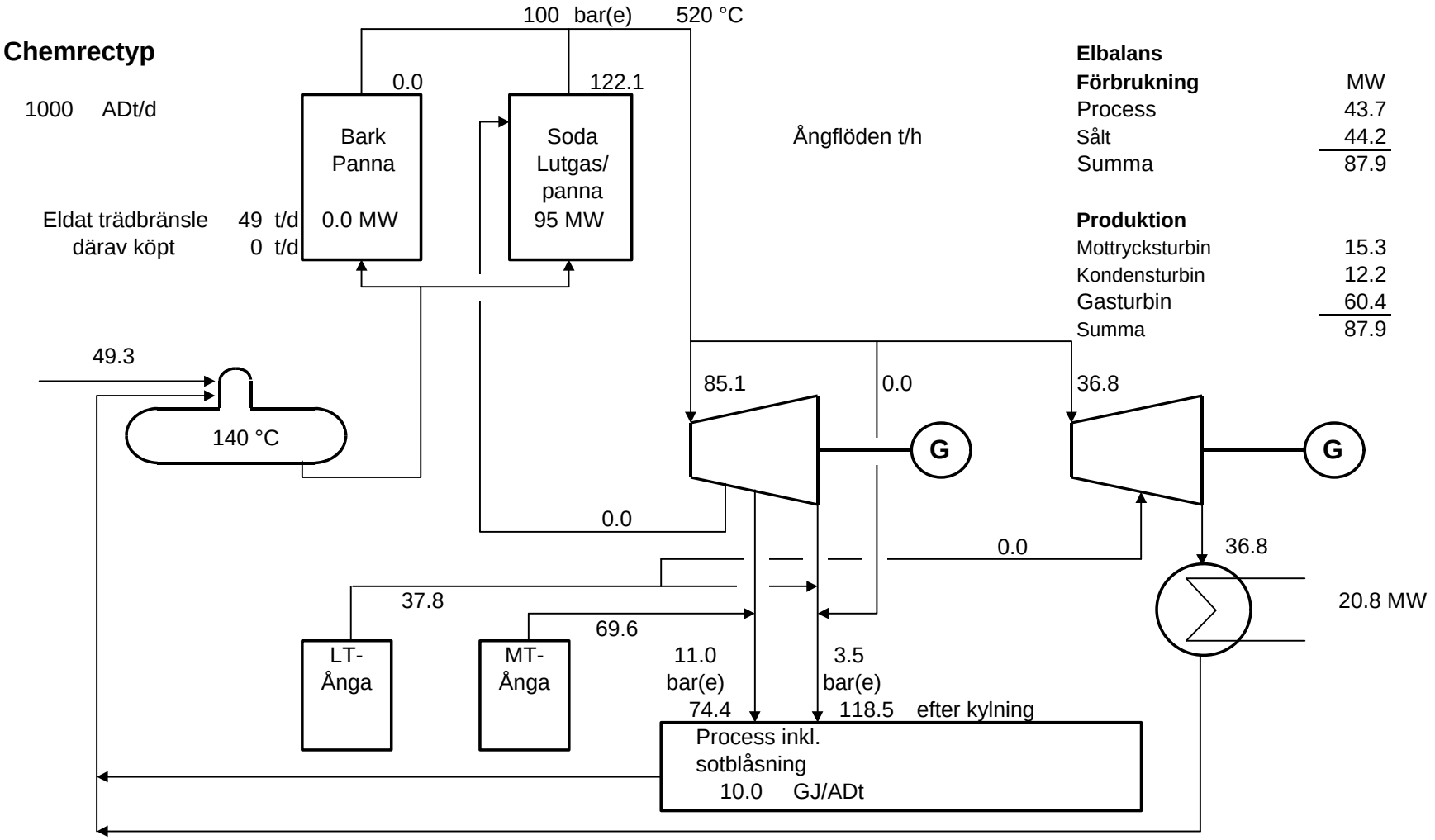
Sodapanna	HT t/ADt	MT2 t/ADt	MT t/ADt	LT t/ADt	Energi GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.02				0.02
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.02	0.00	1.79	2.46	9.99
Mottryckturbin					2.10
Kondensturbin/Energiöverskott					0.44
Total förbrukning					12.53

Produktion

Sodapanna/Gaspanna HT	9.20
Barkpanna	0.42
MT-ånga	1.98
LT-ånga	0.61
Sekundärvärme	0.32
TOTAL PRODUKTION	12.53

El

Producerat	kWh/ADt
Mottryckturbin	562
Kondensturbin	43
Gasturbin	1499
Totalt	2104
Förbrukat	
Process	1004
Sålt	1100
Totalt	2104


Chemrectyp
1000 ADt/d
100 bar(e) 520 °C
0.0
122.1
Bark Panna
0.0 MW
Soda Lutgas/ panna
95 MW
Eldat trädbränsle 49 t/d
därav köpt 0 t/d
Ångflöden t/h
49.3
140 °C
85.1
0.0
36.8
G
G
0.0
0.0
36.8
20.8 MW
37.8
69.6
LT-Ånga
MT-Ånga
11.0 bar(e)
3.5 bar(e)
74.4
118.5 efter kylning
Process inkl. sotblåsning
10.0 GJ/ADt
Elbalans
Förbrukning MW
Process 43.7
Sålt 44.2
Summa 87.9
Produktion
Mottrycksturbin 15.3
Kondensturbin 12.2
Gasturbin 60.4
Summa 87.9
Avsalumassa
Chemrectyp
Barkförgasning

Värmeforsk 1999-12-10 **Avsalumassa**
Energibalans **Chemrectyp**
Barkförgasning

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.02
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.01	0.00	1.79	2.45	9.99
Mottrycksturbin					1.37
Kondensturbin/Energiöverskott					2.89
Total förbrukning					14.25
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					8.22
Barkpanna					0.00
MT-ånga					3.66
LT-ånga					1.92
Sekundärvärme					0.45
TOTAL PRODUKTION					14.25
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottrycksturbin					368
Kondensturbin					292
Gasturbin					1450
Totalt					2110
Förbrukat					
Process					1049
Sålt					1060
Totalt					2110

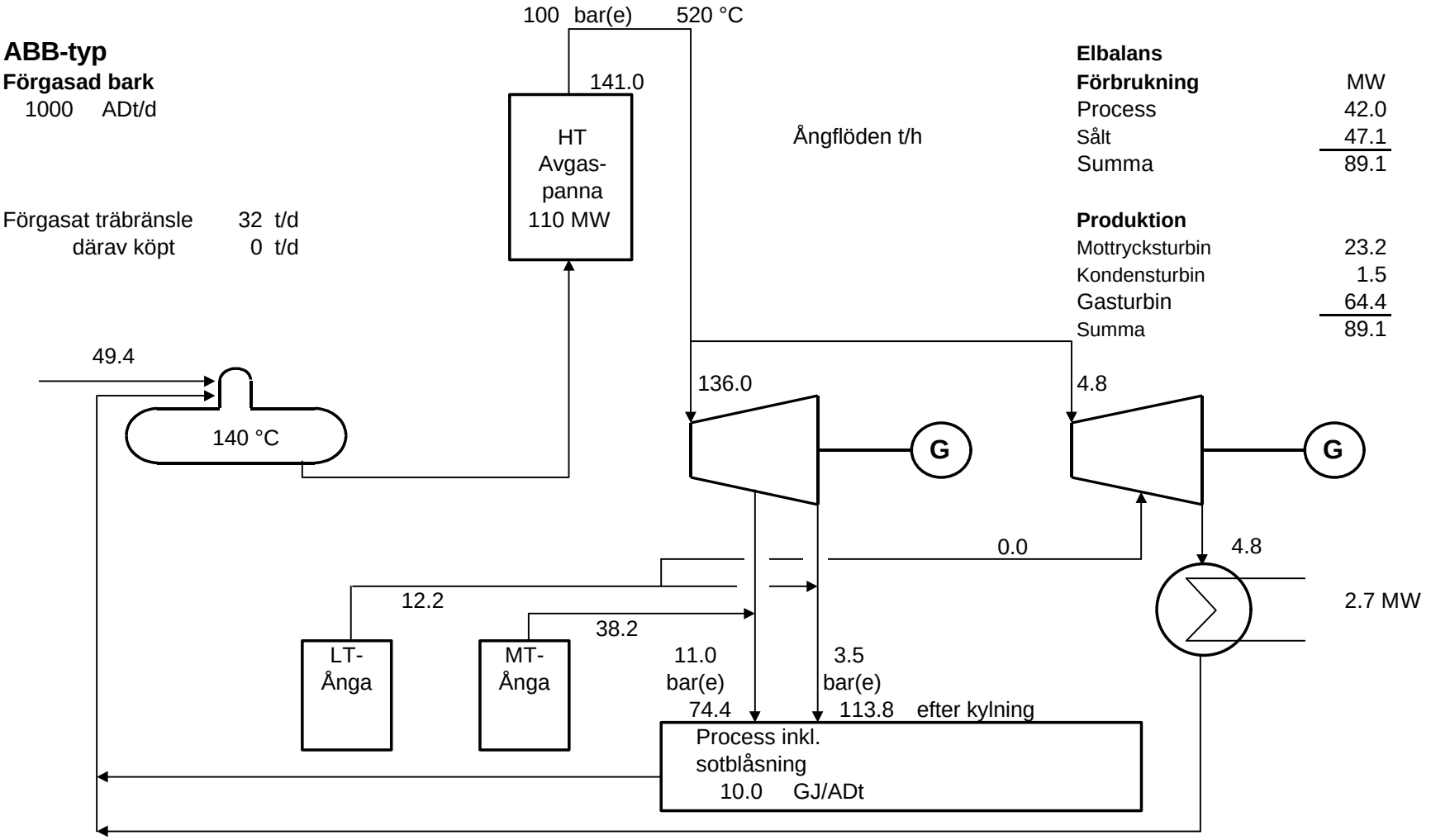


ABB-typ
Förgasad bark
1000 ADt/d
Förgasat träbränsle 32 t/d
därav köpt 0 t/d
100 bar(e) 520 °C
141.0
HT
Avgas-
panna
110 MW
Ångflöden t/h
Elbalans
Förbrukning MW
Process 42.0
Sålt 47.1
Summa 89.1
Produktion
Mottrycksturbin 23.2
Kondensturbin 1.5
Gasturbin 64.4
Summa 89.1
49.4
140 °C
136.0
4.8
G
G
0.0
4.8
2.7 MW
12.2
38.2
LT-
Ånga
MT-
Ånga
11.0
bar(e)
74.4
3.5
bar(e)
113.8 efter kylning
Process inkl.
sotblåsning
10.0 GJ/ADt
Avsalumassa
ABB-typ
Barkförgasning

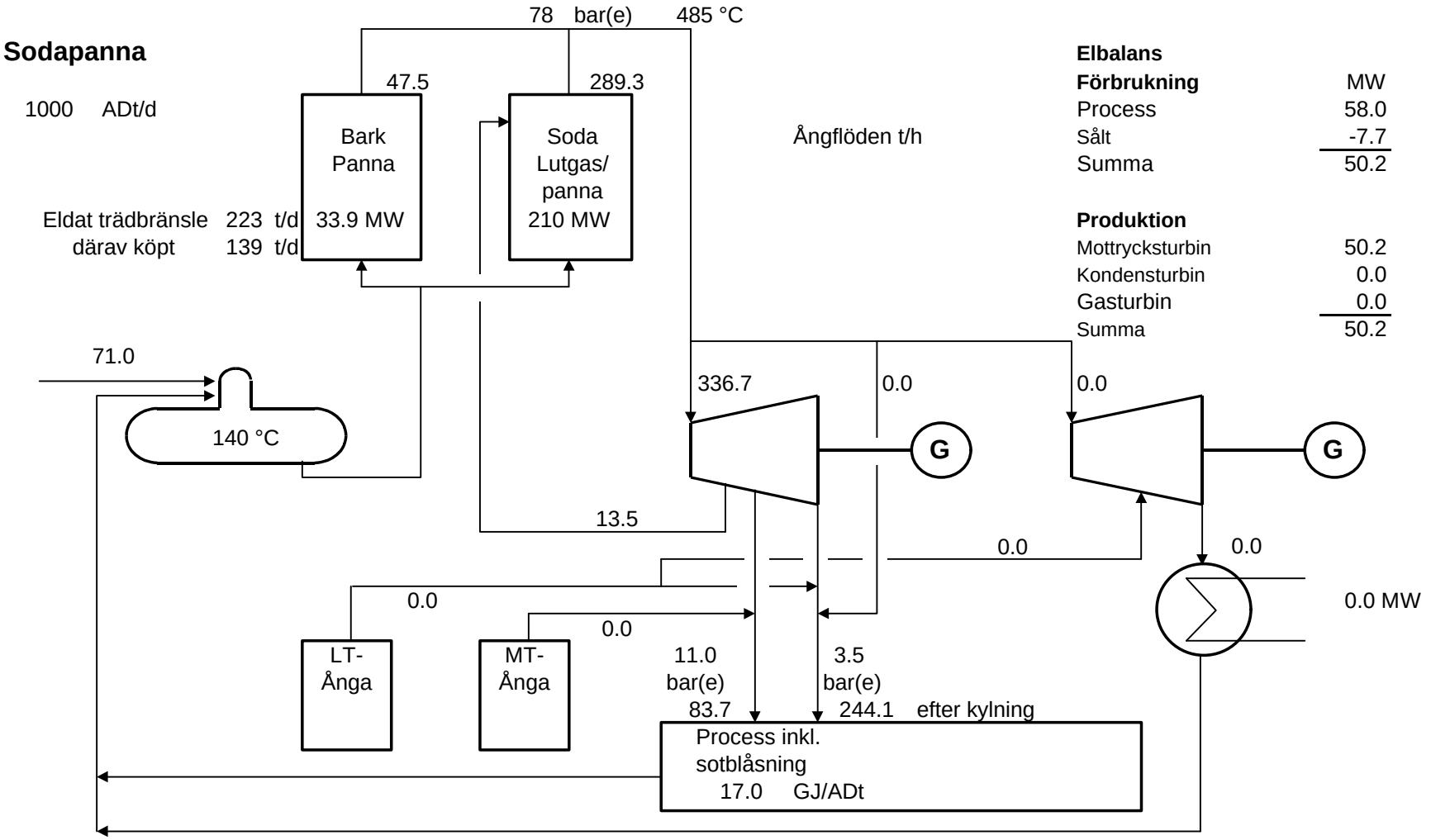
Värmeforsk 1999-12-10 **Avsalumassa**

Energibalans **ABB-typ**

Barkförgasning

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.02				0.02
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.93	2.20
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				0.00	0.00
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.07	0.33
Total förbrukning process	0.02	0.00	1.79	2.45	9.99
Mottryckturbin					2.07
Kondensturbin/Energiöverskott					0.37
Total förbrukning					12.44
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					9.49
Barkpanna					0.00
MT-ånga					2.01
LT-ånga					0.62
Sekundärvärme					0.32
TOTAL PRODUKTION					12.44
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottryckturbin					556
Kondensturbin					37
Gasturbin					1546
Totalt					2139
Förbrukat					
Process					1008
Sålt					1131
Totalt					2139


Sodapanna
78 bar(e) 485 °C
1000 ADt/d
47.5
289.3
Bark Panna
Soda Lutgas/ panna 210 MW
Eldat trädbränsle 223 t/d 33.9 MW
därav köpt 139 t/d
Ångflöden t/h
Elbalans
Förbrukning MW
Process 58.0
Sålt -7.7
Summa 50.2
Produktion
Mottrycksturbin 50.2
Kondensturbin 0.0
Gasturbin 0.0
Summa 50.2
71.0
140 °C
336.7
0.0
0.0
G
G
13.5
0.0
0.0
0.0
0.0 MW
LT-Ånga
MT-Ånga
11.0 bar(e)
3.5 bar(e)
83.7
244.1 efter kylning
Process inkl. sotblåsning
17.0 GJ/ADt
Integrerat bruk
Sodapanna
Barkpanna

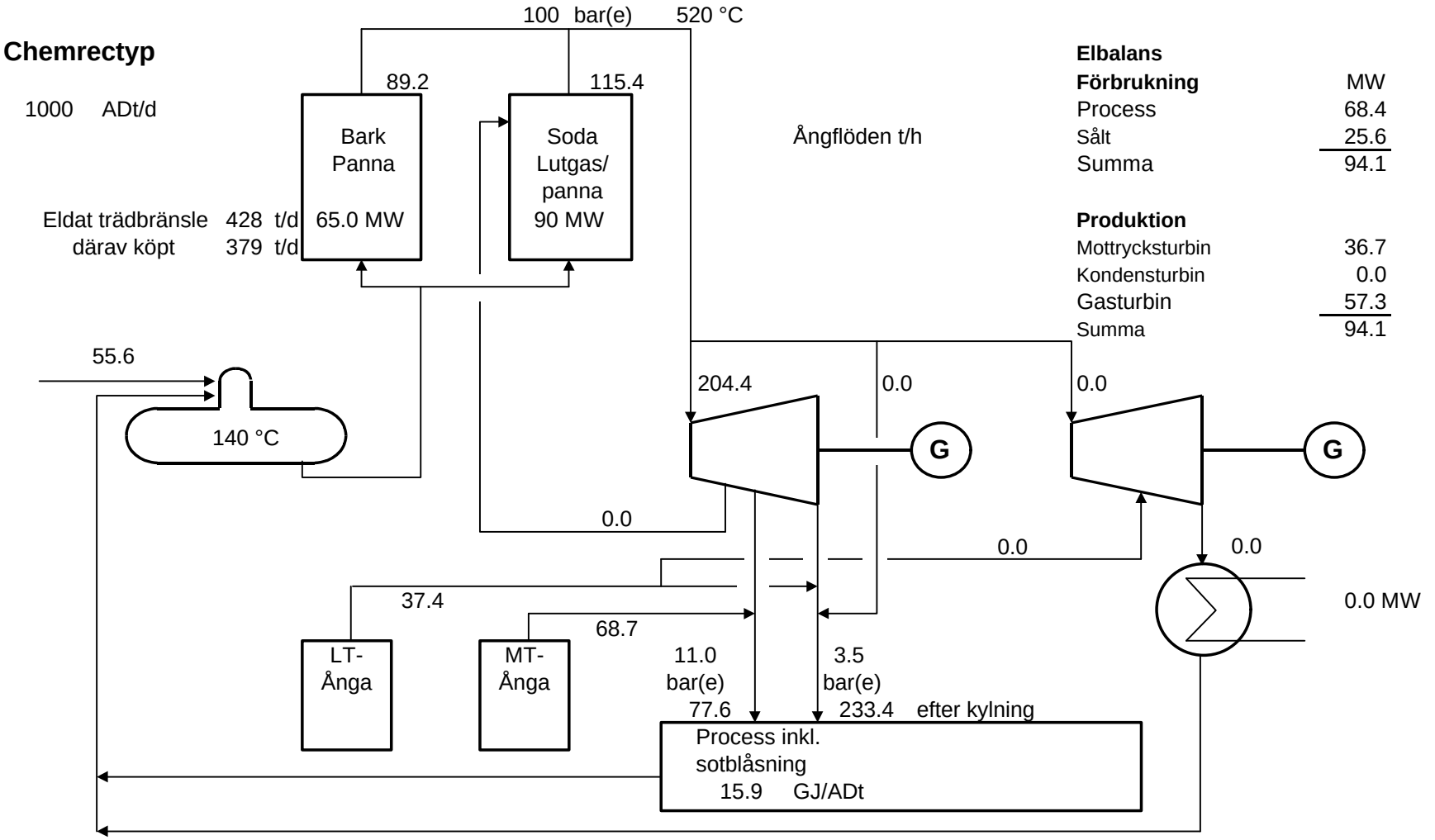
Värmeforsk 1999-12-10 **Integrerat bruk**

Energibalans **Sodapanna**

Barkpanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

Sodapanna	HT t/ADt	MT2 t/ADt	MT t/ADt	LT t/ADt	Energi GJ/ADt
sotblåsning		0.35			1.00
bottenblåsning	0.03				0.05
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.01
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.00	0.00
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				3.50	7.93
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.06	0.16	0.58
Total förbrukning process	0.04	0.35	1.79	5.11	17.00
Mottrycksturbin					4.50
Kondensturbin/Energiöverskott					0.00
Total förbrukning					21.49
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					18.13
Barkpanna					2.93
MT-ånga					0.00
LT-ånga					0.00
Sekundärvärme					0.43
TOTAL PRODUKTION					21.49
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottrycksturbin					1205
Kondensturbin					0
Gasturbin					0
Totalt					1205
Förbrukat					
Process					1391
Sålt					-186
Totalt					1205



Integrerat bruk
Chemrectyp
Barkpanna

Värmeforsk 1999-12-10 **Integrerat bruk**

Energibalans **Chemrectyp**

Barkpanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.02
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.01				0.01
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.00	0.00
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				3.50	7.93
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.06	0.16	0.55
Total förbrukning process	0.02	0.00	1.79	5.10	15.95
Mottrycksturbin					3.29
Kondensturbin/Energiöverskott					0.00
Total förbrukning					19.24
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					7.76
Barkpanna					5.62
MT-ånga					3.61
LT-ånga					1.91
Sekundärvärme					0.34
TOTAL PRODUKTION					19.24
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottrycksturbin					882
Kondensturbin					0
Gasturbin					1376
Totalt					2257
Förbrukat					
Process					1642
Sålt					615
Totalt					2257

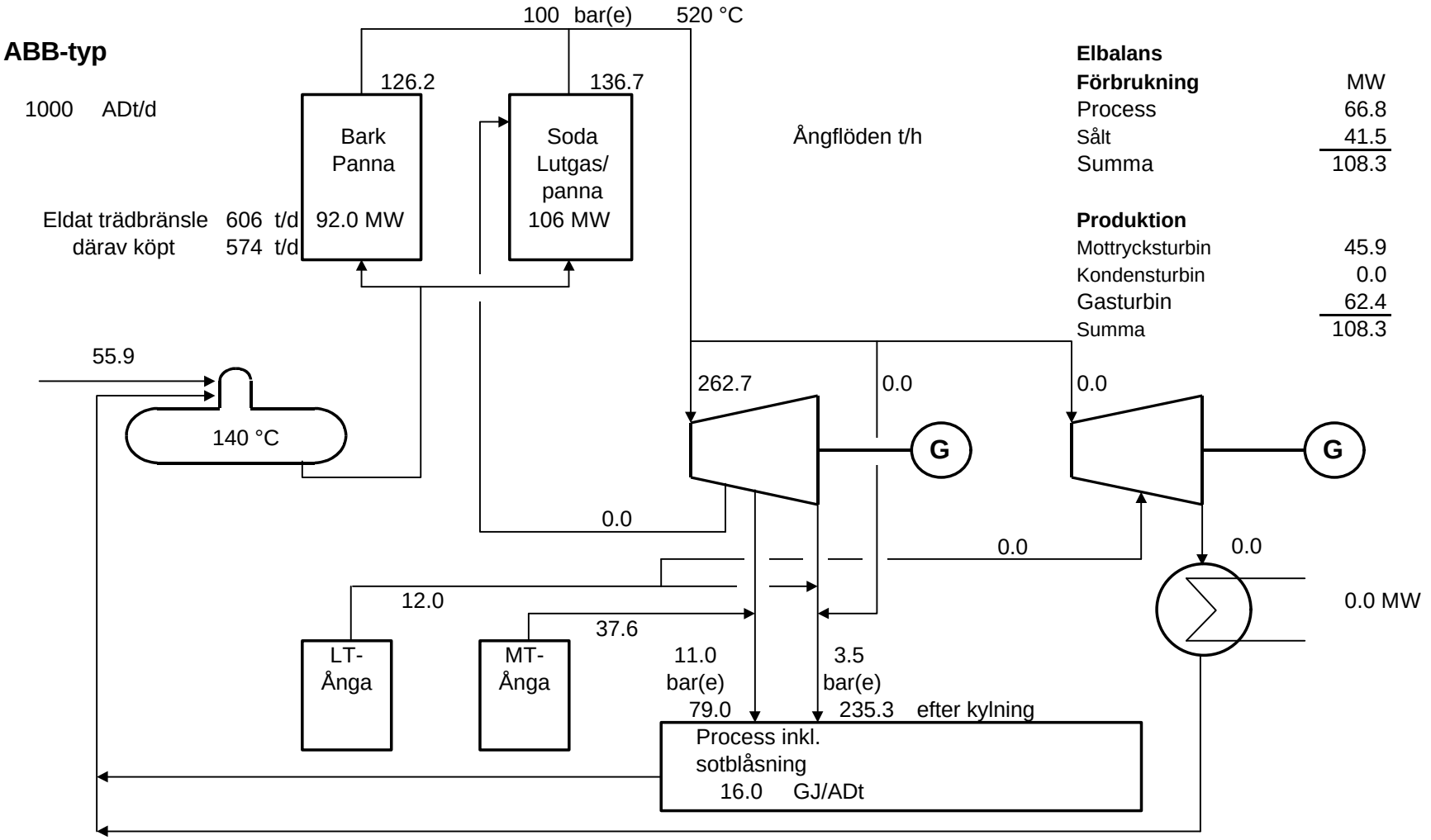


ABB-typ
1000 ADt/d
100 bar(e) 520 °C
126.2
136.7
Bark Panna 92.0 MW
Soda Lutgas/ panna 106 MW
Eldat trädbränsle 606 t/d
därav köpt 574 t/d
Ångflöden t/h
55.9
140 °C
262.7
0.0
0.0
G
G
0.0
0.0
0.0
12.0
37.6
LT-Ånga
MT-Ånga
11.0 bar(e)
3.5 bar(e)
79.0
235.3 efter kylning
Process inkl. sotblåsning
16.0 GJ/ADt
0.0 MW
Elbalans
Förbrukning MW
Process 66.8
Sålt 41.5
Summa 108.3
Produktion
Mottrycksturbin 45.9
Kondensturbin 0.0
Gasturbin 62.4
Summa 108.3
Integrerat bruk
ABB-typ
Barkpanna

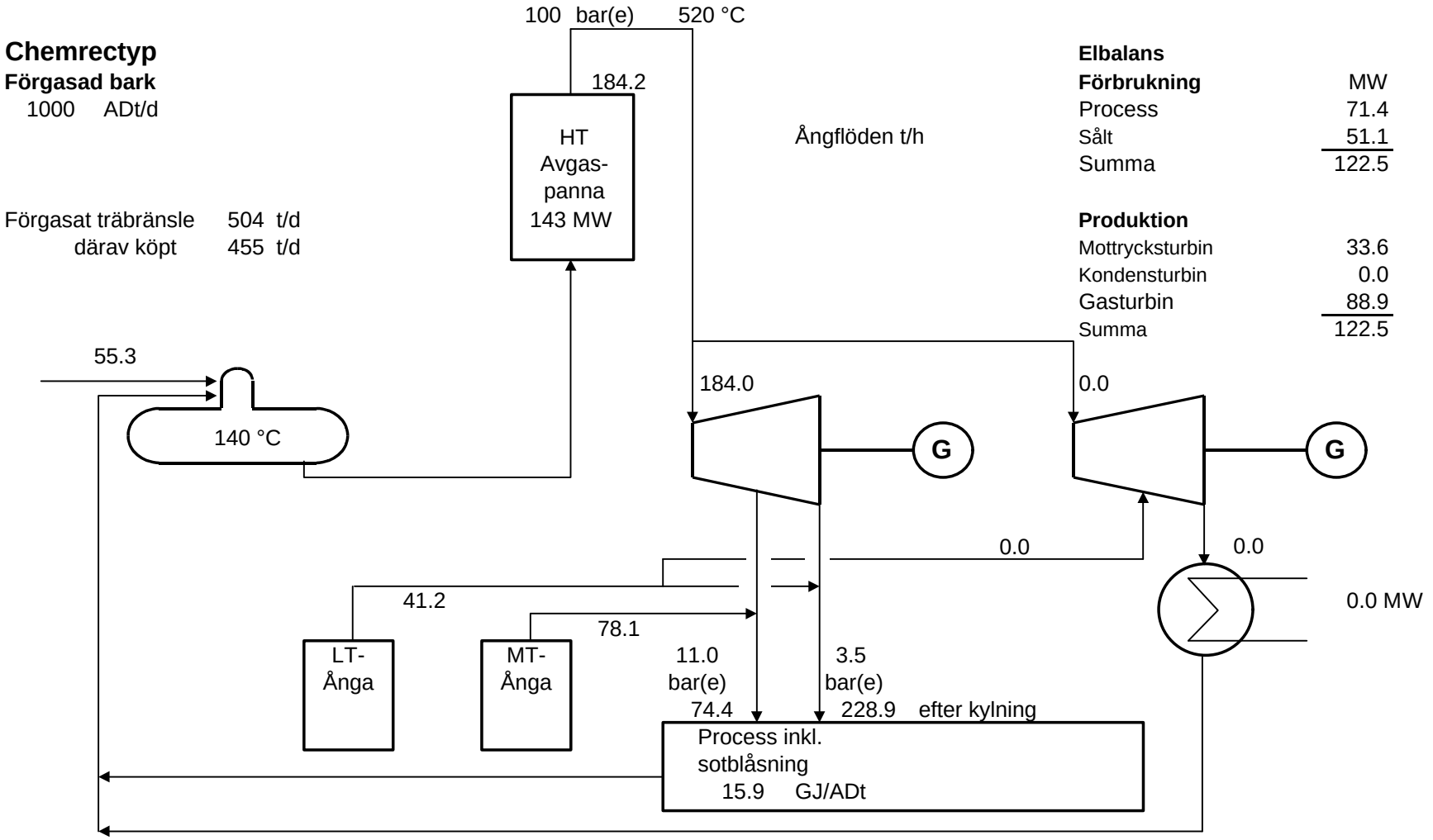
Värmeforsk 1999-12-10 **Integrerat bruk**

Energibalans **ABB-typ**

Barkpanna

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.02				0.02
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.02				0.02
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.00	0.00
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				3.50	7.93
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.06	0.16	0.56
Total förbrukning process	0.03	0.00	1.79	5.11	15.96
Mottryckturbin					4.11
Kondensturbin/Energiöverskott					0.00
Total förbrukning					20.07
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					9.20
Barkpanna					7.95
MT-ånga					1.98
LT-ånga					0.61
Sekundärvärme					0.34
TOTAL PRODUKTION					20.07
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottryckturbin					1101
Kondensturbin					0
Gasturbin					1499
Totalt					2600
Förbrukat					
Process					1604
Sålt					997
Totalt					2600



Integrerat bruk
Chemrectyp
Barkförgasning

Värmeforsk 1999-12-10 **Integrerat bruk**

Energibalans **Chemrectyp**

Barkförgasning

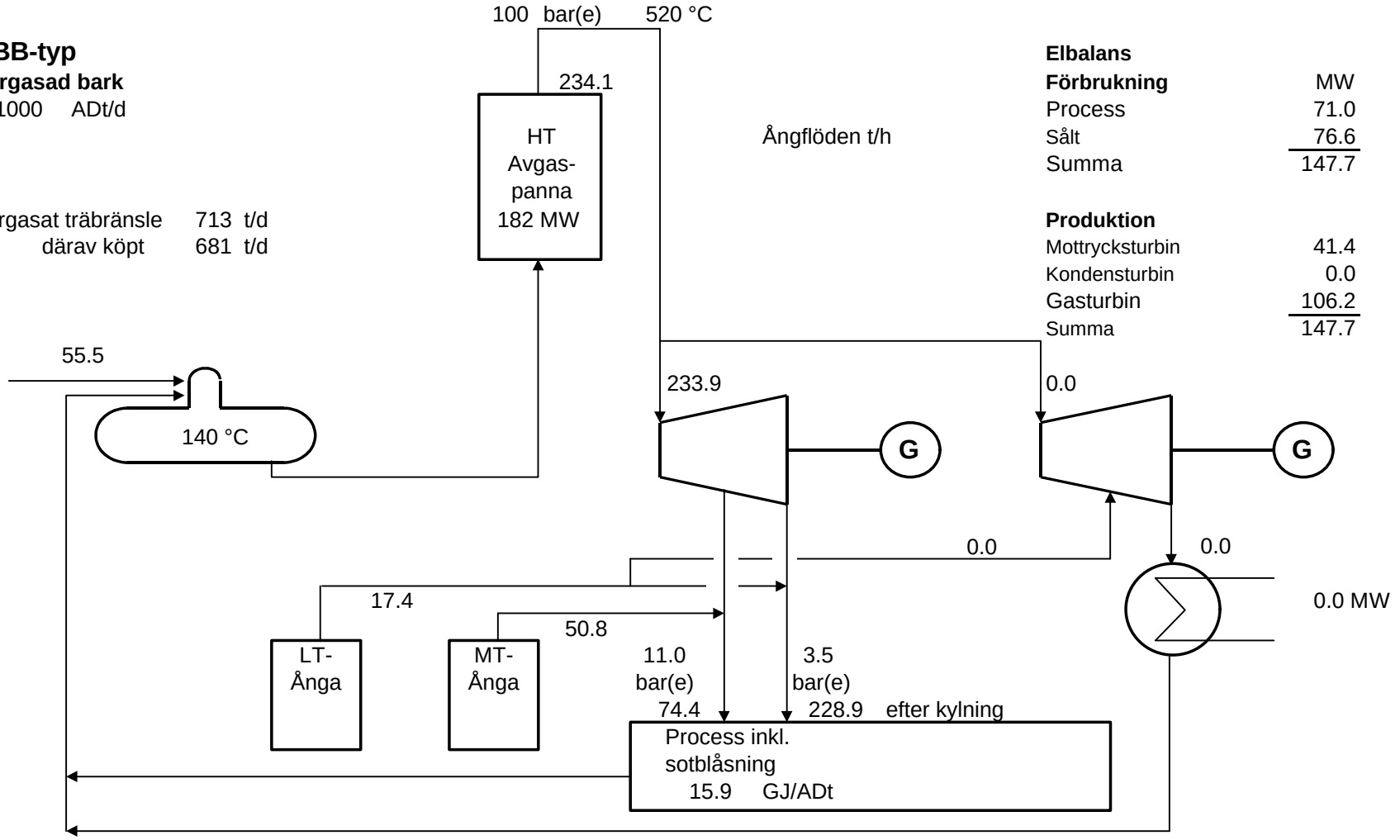
Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.02				0.03
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.00	0.00
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				3.50	7.93
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.15	0.54
Total förbrukning process	0.02	0.00	1.79	5.10	15.93
Mottrycksturbin					3.01
Kondensturbin/Energiöverskott					0.00
Total förbrukning					18.94
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					12.39
Barkpanna					0.00
MT-ånga					4.10
LT-ånga					2.10
Sekundärvärme					0.34
TOTAL PRODUKTION					18.94
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottrycksturbin					806
Kondensturbin					0
Gasturbin					2134
Totalt					2940
Förbrukat					
Process					1714
Sålt					1226
Totalt					2940

ABB-typ

Förgasad bark
1000 ADt/d

Förgasat träbränsle 713 t/d
därav köpt 681 t/d



Elbalans

Förbrukning	MW
Process	71.0
Sålt	76.6
Summa	147.7

Produktion	
Mottrycksturbin	41.4
Kondensturbin	0.0
Gasturbin	106.2
Summa	147.7

Integrerat bruk
ABB-typ
Barkförgasning

Värmeforsk 1999-12-10 **Integrerat bruk**

Energibalans **ABB-typ**

Barkförgasning

Specifik energiförbrukning, räknat på blekt massa

	HT	MT2	MT	LT	Energi
Sodapanna	t/ADt	t/ADt	t/ADt	t/ADt	GJ/ADt
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.03				0.04
smältasplittring				0.00	0.00
Barkpanna					
sotblåsning		0.00			0.00
bottenblåsning	0.00				0.00
Kokare			0.66	0.11	1.68
Syrgassteg			0.14		0.39
Blekeri			0.52	0.10	1.70
Torkmaskin 50 % torrhalt till torkmaskin				0.00	0.00
Torkmaskin, bakvattensystem				0.00	0.00
Pappersbruk				3.50	7.93
Indunstning			0.41	1.24	3.67
Blekkemikalieberedning			0.00	0.00	0.00
Kausticering				0.00	0.00
Uppvärmning etc.				0.00	0.00
Diverse, förluster			0.05	0.15	0.54
Total förbrukning process	0.03	0.00	1.79	5.10	15.94
Mottryckturbin					3.71
Kondensturbin/Energiöverskott					0.00
Total förbrukning					19.65
Produktion					
Sodapanna/Gaspanna HT					15.75
Barkpanna					0.00
MT-ånga					2.67
LT-ånga					0.89
Sekundärvärme					0.34
TOTAL PRODUKTION					19.65
El					
Producerat					kWh/ADt
Mottryckturbin					995
Kondensturbin					0
Gasturbin					2549
Totalt					3544
Förbrukat					
Process					1705
Sålt					1839
Totalt					3544

Värmeforsk är ett organ för industrisamverkan inom värmeteknisk forskning och utveckling. Forskningsprogrammet är tillämpningsinriktat och fokuseras på energi- och processindustriernas behov och problem. Bakom Värmeforsk står följande huvudmän:

- Elforsk
- Svenska Fjärrvärmeföreningen
- Skogsindustrierna
- Övrig Industri

Värmeforsk samarbetar med Statens Energimyndighet.

VÄRMEFORSK Service AB

101 53 Stockholm
Tel 08-677 25 80 ● Fax 08-677 25 35
http://www.varmeforsk.se